

5.4 環境への予測と評価

(1) 予測計算に用いるデータ

1) 気象データ

ティンツェの気象観測所の1984年～1990年の1月～12月（1日3回、7時、14時、21時）の気象データを解析し、風向、風速の分布化および拡散パラメータ、大気安定度を推定し、計算に用いる気象データを Table 5.4-1 に示す。

2) 煙源データ

チェッコ・スロヴァキア連邦共和国において制定された排出基準を基に“最適排煙脱硫装置の選定”でスタディした各ユニットの排出量から求めた煙源データを用い予測計算を行う。

予測計算に用いる煙源データを Table 5.4-2 に示す。

(2) 拡散予測の計算結果

短期拡散及び長期拡散の計算結果を Table 5.4-3～4 および Fig. 5.4-1～5に示す。

(3) 評価

メルニーク発電所Part IIおよびPart IIIに、排煙脱硫装置を設置し、その前後におけるSO₂の拡散計算を行い、最大地上濃度を求めた。

排出量30分値、1時間値及び24時間値の地上濃度ならびに1時間値の年間平均地上濃度の予測計算結果を Table 5.4-3 および Table 5.4-4 に示し、以下の評価となる。

メルニーク発電所からの周辺環境への影響を評価するにあたり、Fig. 5.4-4 に示すように、Part Iからの排出量が多く、効果は半減する結果となった。

Part Iは将来PBCボイラへの改造が計画されており、メルニーク発電所の環境予測には、改造後の発電所で評価する。

周辺地域の環境基準は「保健省-1981」（'91.6、'91.11、'92.5改訂）が制定した、30分値「500 μg/m³」は満足しているが、日平均SO₂濃度「150 μg/m³」は、現状の運転状態では大幅に越えている。

脱硫装置設置後およびPart I改造後の30分値、1時間値および24時間値は、それぞれ93 μg/m³、82 μg/m³および49 μg/m³となり、全て環境基準を満足する結果となった。

また、年平均値は48 μg/m³となり、年平均値「60 μg/m³」を満足する結果となった。

1) 短期予測

ボサンケ (Bosanquet) の式で有効煙突高さ (He) を求め、サットン (Sutton) の式により拡散計算を行った。

① 30分値の地上濃度

最大着地濃度および地点は、脱硫装置設置前 (現状) が $0.280\text{mg}/\text{m}^3\text{-SO}_2$ および 12.6km であり、脱硫装置設置後は $0.093\text{mg}/\text{m}^3\text{-SO}_2$ および 12.0km となった。

② 1時間値の地上濃度

最大着地濃度および地点は、脱硫装置設置前 (現状) が $0.247\text{mg}/\text{m}^3\text{-SO}_2$ および 12.6km であり、脱硫装置設置後は $0.082\text{mg}/\text{m}^3\text{-SO}_2$ および 12.0km となった。

③ 24時間値の地上濃度

最大着地濃度および地点は、脱硫装置設置前 (現状) が $0.148\text{mg}/\text{m}^3\text{-SO}_2$ および 12.6km であり、脱硫装置設置後は $0.049\text{mg}/\text{m}^3\text{-SO}_2$ および 12.0km となった。

2) 1時間値の年間平均地上濃度 (長期予測)

ティッシュェ気象観測所の気象データの7年間データを基に、風速階級別風向頻度および風速データを気象解析し、拡散計算を行った。

気象解析では、無風 (0.4m/s 以下) 頻度が 37.9% あり、排煙の拡散が少ない気象条件となった。有風時では南西～西～北西風が多く、約 35% を占めており、年間を通じた風向分布となっている。

予測計算結果は脱硫装置設定前が $0.166\text{mg}/\text{m}^3\text{-SO}_2$ に対し、脱硫装置設置後は、 $0.097\text{mg}/\text{m}^3\text{-SO}_2$ となり、環境基準の平均値「 $60\mu\text{g}/\text{m}^3$ 」を満足出来ないものとなった。しかし、Part I 改造後の計算結果では $0.048\text{mg}/\text{m}^3$ となり十分満足するものとなった。

3) ばいじん量の低減

ばいじん量は、脱硫設備設置前、後において、年平均地上濃度では $0.014\text{mg}/\text{m}^3$ が $0.012\text{mg}/\text{m}^3$ と若干の低減になっているが、 SO_2 と同様、Part I の排出量が大きく影響している。

4) 脱硫装置をPart IIおよびPart IIIに設置すること、およびPart Iの改造を行うことにより、年間を通じた平均地上濃度は、環境基準の平均値を満足する結果となると共に、発電所周辺の年間主風向が西側からであることを考慮すれば、発電所から東方に位置するメルニーク市およびプラハ市に対する環境影響が低減することとなり、自然環境、生活環境の改善には大きく寄与するものとなる。

Table 5.4-1 気象データ

Item	Unit	Short Term	Long Term
Atmospheric temperature	°C	15	15
Velocity of the wind	m/s	6	—
Temperature gradient	°C/m	0.0033	0.0033
Coefficient of the gas lifting	—	0.65	0.65

風向分布

(1) 有風時

風速階級	代表風速	大気安定度	出現頻度(%)							
			N	NNE	NE	ENE	E	ESE	SE	SSE
0.5-1.9	1.0	C	1.1	0.1	2.2	0.2	4.3	0.8	3.2	0.2
2.0-3.9	3.0	CD	0.7	0.1	1.1	0.2	2.8	0.3	1.5	0.0
4.0-5.9	5.0	D	0.4	0.0	0.3	0.0	0.6	0.0	0.3	0.0
6.0<	6.0	D	0.1	0.0	0.1	0.0	0.7	0.3	0.4	0.0
			S	SSW	SW	WSW	W	WNW	NW	NNW
0.5-1.9	1.0	C	1.2	0.3	3.5	0.3	3.6	0.5	6.0	0.4
2.0-3.9	3.0	CD	0.7	0.1	3.7	0.5	3.4	0.2	2.0	0.2
4.0-5.9	5.0	D	0.2	0.1	2.6	0.2	1.8	0.2	1.3	0.1
6.0<	6.0	D	0.2	0.1	2.1	0.2	2.4	0.2	1.2	0.1

(2) 無風時

風速階級	代表風速	大気安定度	出現頻度(%)							
0.4>	—	C	37.9							

Table 5.4-2 Data of Emission Sources (1/2)

1. 排ガス量等

項目		単位	Part I	Part II	Part III
燃料使用量		Ton/h	330 Wet. 6U 231 Dry. 6u	440.0 Wet. 4U 307.2 Dry. 4u	493.0 Wet 344.1 Dry
計算 排ガ ス性 状	O ₂	%	9.0	8.0	7.5
	H ₂ O	%	11.5	12.8	13.4
	湿り	m ³ N/h	2,106,000	2,084,000	2,217,000
	乾き	m ³ N/h	1,848,000	1,844,000	1,954,000
煙排 突ガ 出ス 口量	湿り	m ³ N/h	2,106,000	2,290,000	2,484,000
	乾き	m ³ N/h	1,848,000	1,992,000	2,110,000
SO ₂ 量		kg/h	6,930	7,740	8,470
SO ₂ (O ₂ =6%)		mg/m ³ N	4,590	4,840	4,840
脱 硫 効 率		%	(70 <)	70 <	85 <

- (注) ・ Part I は 2 stacks。
 ・ () 内は F B C ボイラ改造後の脱硫効率を推定。
 ・ 煙突排ガス量は、脱硫装置酸化空気等の増量分を含む。

Table 5.4-2 Data of Emission Sources (2/2)

2. 計算入力

(1) 脱硫装置設置前 (現状)

煙源諸元	単 位	Part I	Part II	Part III
排出ガス量 (湿)	10 ³ Nm ³ /h	1053.0	2120.0	2300.0
排出ガス温度	°C	140.0	140.0	145.0
煙 突 の 高 さ	m	120.0	200.0	270.0
煙 突 出 口 直 径	m	5.8	6.7	8.6
硫黄酸化物排出量	kg/h	6930.0	7740.0	8470.0
窒素酸化物排出量	kg/h	720.0	1460.0	1400.0
ばいじん排出量	kg/h	1110.0	230.0	200.0

(注) Part I は、SO₂ 等ばい煙量を集合し、1 stack から排出する条件とした。

(2) 脱硫装置設置後

煙源諸元	単 位	Part I	Part II	Part III
排出ガス量 (湿)	10 ³ Nm ³ /h	1053.0	2290.0	2484.0
排出ガス温度	°C	140.0	100.0	100.0
煙 突 の 高 さ	m	120.0	200.0	270.0
煙 突 出 口 直 径	m	5.8	6.7	8.6
硫黄酸化物排出量	kg/h	2070.0	2500.0	1360.0
窒素酸化物排出量	kg/h	720.0	1460.0	1400.0
ばいじん排出量	kg/h	1110.0	80.0	20.0

(注) Part I は、FBCボイラ改造後のSO₂ 排出量とした。

Table 5.4-3 拡散計算結果 (1/3)

短期予測

(1) 30分値の最大地上濃度 (C_{Max})、距離 (X_{Max})

脱硫装置設置前

風速	Stack	He (m)	C_{Max} (mg/m ³)		X_{Max} (km)	
6 m/s	Part I	256.9	0.193	(Total)	11.9	(Total)
	Part II	419.0	0.081	0.280	20.7	12.6
	Part III	515.9	0.059		26.3	

脱硫装置設置後 (Part I 改造前)

風速	Stack	He (m)	C_{Max} (mg/m ³)		X_{Max} (km)	
6 m/s	Part I	256.9	0.193	(Total)	11.9	(Total)
	Part II	375.1	0.033	0.223	18.3	12.0
	Part III	456.1	0.012		22.8	

脱硫装置設置後 (Part I 改造後)

風速	Stack	He (m)	C_{Max} (mg/m ³)		X_{Max} (km)	
6 m/s	Part I	256.9	0.058	(Total)	11.9	(Total)
	Part II	375.1	0.033	0.093	18.3	12.0
	Part III	456.1	0.012		22.8	

Table 5.4-3 拡散計算結果 (2/3)

短期予測

(2) 1時間値の最大地上濃度 (C_{Max})、距離 (X_{Max})

脱硫装置設置前

風速	Stack	He (m)	C_{Max} (mg/m ³)		X_{Max} (km)	
6 m/s	Part I	256.9	0.170	(Total)	11.9	(Total)
	Part II	419.0	0.072	0.247	20.7	12.6
	Part III	515.9	0.057		26.3	

脱硫装置設置後 (Part I 改造前)

風速	Stack	He (m)	C_{Max} (mg/m ³)		X_{Max} (km)	
6 m/s	Part I	256.9	0.170	(Total)	11.9	(Total)
	Part II	375.1	0.029	0.197	18.3	12.0
	Part III	456.1	0.011		22.8	

脱硫装置設置後 (Part I 改造後)

風速	Stack	He (m)	C_{Max} (mg/m ³)		X_{Max} (km)	
6 m/s	Part I	256.9	0.051	(Total)	11.9	(Total)
	Part II	375.1	0.029	0.082	18.3	12.0
	Part III	456.1	0.011		22.8	

Table 5.4-3 拡散計算結果 (3/3)

短期予測

(3) 24時間値の最大地上濃度 (C_{Max})、距離 (X_{Max})

脱硫装置設置前

風速	Stack	He (m)	C_{Max} (mg/m ³)		X_{Max} (km)	
6 m/s	Part I	256.9	0.102	(Total)	11.9	(Total)
	Part II	419.0	0.043	0.148	20.7	12.6
	Part III	515.9	0.031		26.3	

脱硫装置設置後 (Part I 改造前)

風速	Stack	He (m)	C_{Max} (mg/m ³)		X_{Max} (km)	
6 m/s	Part I	256.9	0.102	(Total)	11.9	(Total)
	Part II	375.1	0.017	0.118	18.3	12.0
	Part III	456.1	0.006		22.8	

脱硫装置設置後 (Part I 改造後)

風速	Stack	He (m)	C_{Max} (mg/m ³)		X_{Max} (km)	
6 m/s	Part I	256.9	0.030	(Total)	11.9	(Total)
	Part II	375.1	0.017	0.049	18.3	12.0
	Part III	456.1	0.006		22.8	

Table 5.4-4 拡散計算結果

年間平均地上濃度（長期予測）

脱硫装置設置前

Stack	C_{Max} (mg/m ³)	
Part I	0.071	(Total) 0.166
Part II	0.050	
Part III	0.046	

脱硫装置設置後（Part I 改造前）

Stack	C_{Max} (mg/m ³)	
Part I	0.071	(Total) 0.097
Part II	0.018	
Part III	0.008	

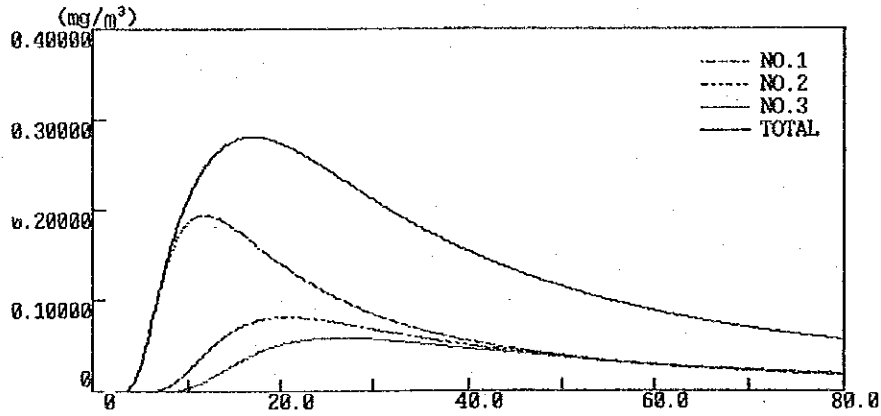
脱硫装置設置後（Part I 改造後）

Stack	C_{Max} (mg/m ³)	
Part I	0.021	(Total) 0.048
Part II	0.018	
Part III	0.008	

(1) 脱硫装置設置前

項目	記号	単位	Part I	Part II	Part III	Total	
煙突有効高さ	He	m	256.9	419.0	515.9		
排出ガス速度	V	m/s	16.7	25.3	16.8		
最大着地濃度	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.193	0.081	0.059	0.280
	窒素酸化物	NO _x	mg/m ³	0.020	0.015	0.010	0.039
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.031	0.002	0.002	0.033
	距離	X _{max}	km	11.9	20.7	26.3	12.6

Concentration Sectional Curve



(2) 脱硫装置設置後

項目	記号	単位	Part I	Part II	Part III	Total	
煙突有効高さ	He	m	256.9	375.1	456.1		
排出ガス速度	V	m/s	16.7	24.7	16.2		
最大着地濃度	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.058	0.033	0.012	0.093
	窒素酸化物	NO _x	mg/m ³	0.020	0.019	0.012	0.047
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.031	0.001	0.000	0.032
	距離	X _{max}	km	11.9	18.3	22.8	12.0

Concentration Sectional Curve

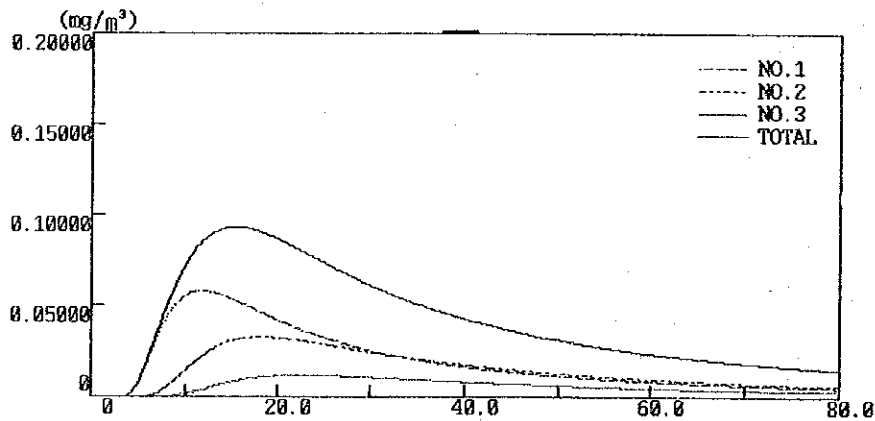
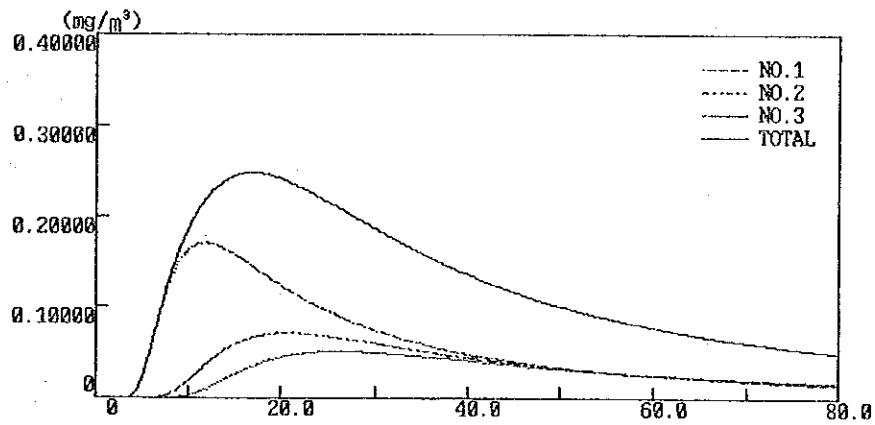


Fig. 5.4-1 拡散計算結果 (30分値)

(1) 脱硫装置設置前

項目	記号	単位	Part I	Part II	Part III	Total	
煙突有効高さ	He	m	256.9	419.0	515.9		
排出ガス速度	V	m/s	16.7	25.3	16.8		
最大着地濃度	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.171	0.072	0.052	0.247
	窒素酸化物	NO _x	mg/m ³	0.018	0.014	0.009	0.034
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.027	0.002	0.001	0.029
	距離	Xmax	km	11.9	20.7	26.3	12.6

Concentration Sectional Curve



(2) 脱硫装置設置後

項目	記号	単位	Part I	Part II	Part III	Total	
煙突有効高さ	He	m	256.9	375.1	456.1		
排出ガス速度	V	m/s	16.7	24.7	16.2		
最大着地濃度	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.051	0.029	0.011	0.082
	窒素酸化物	NO _x	mg/m ³	0.018	0.017	0.011	0.041
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.027	0.001	0.000	0.028
	距離	Xmax	km	11.9	18.3	22.8	12.0

Concentration Sectional Curve

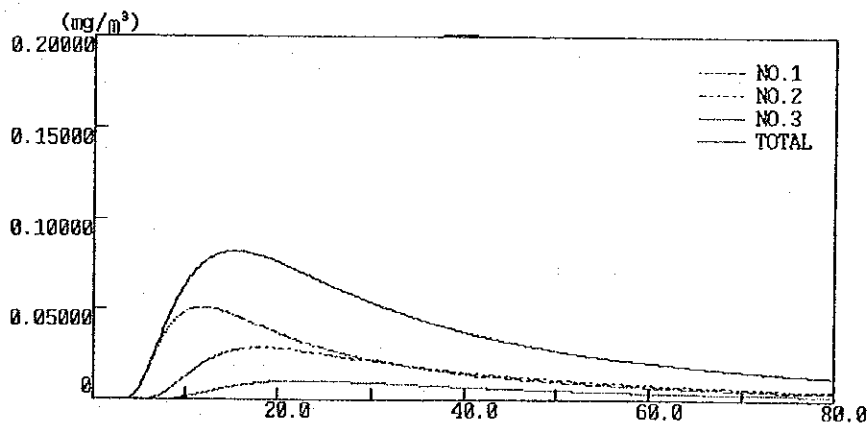
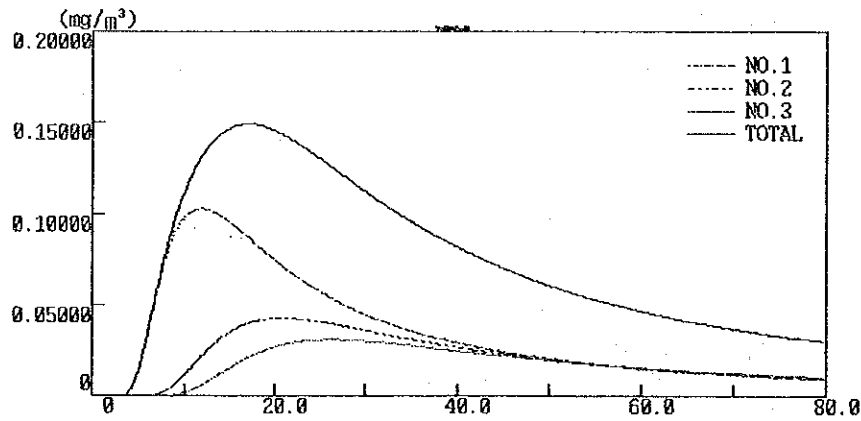


Fig. 5.4-2 拡散計算結果 (1時間値)

(1) 脱硫装置設置前

項目	記号	単位	Part I	Part II	Part III	Total	
煙突有効高さ	He	m	256.9	419.0	515.9		
排出ガス速度	V	m/s	16.7	25.3	16.8		
最大着地濃度	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.102	0.043	0.031	0.148
	窒素酸化物	NO _x	mg/m ³	0.011	0.008	0.005	0.020
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.016	0.001	0.001	0.017
	距離	Xmax	km	11.9	20.7	26.3	12.6

Concentration Sectional Curve



(2) 脱硫装置設置後

項目	記号	単位	Part I	Part II	Part III	Total	
煙突有効高さ	He	m	256.9	375.1	456.1		
排出ガス速度	V	m/s	16.7	24.7	16.2		
最大着地濃度	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.031	0.017	0.006	0.049
	窒素酸化物	NO _x	mg/m ³	0.011	0.010	0.007	0.025
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.016	0.000	0.000	0.017
	距離	Xmax	km	11.9	18.3	22.8	12.0

Concentration Sectional Curve

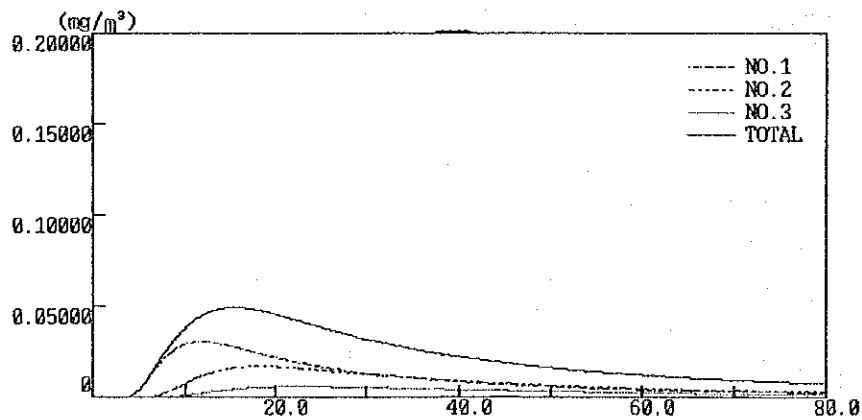
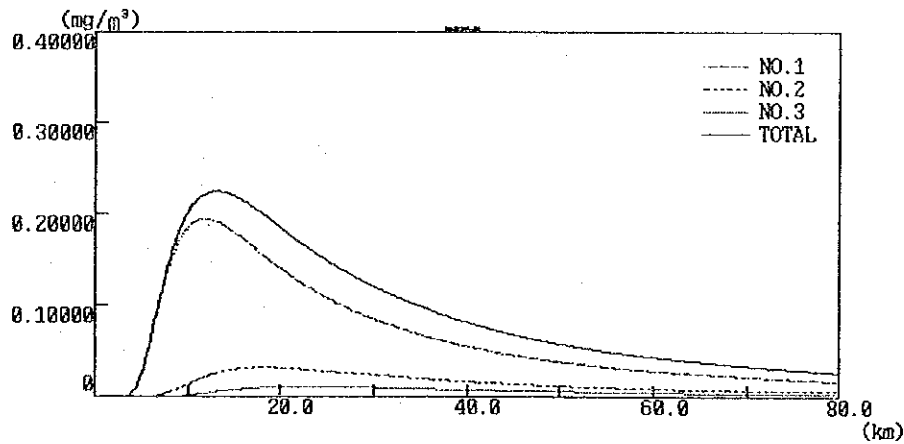


Fig. 5.4-3 拡散計算結果 (24時間値)

(1) 30分値

項目	記号	単位	Part I	Part II	Part III	Total	
煙突有効高さ	He	m	256.9	375.1	456.1		
排出ガス速度	V	m/s	16.7	24.7	16.2		
最大着地濃度	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.193	0.033	0.012	0.223
	窒素酸化物	NO _x	mg/m ³	0.020	0.019	0.012	0.047
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.031	0.001	0.000	0.032
	距離	Xmax	km	11.9	18.3	22.8	12.0

Concentration Sectional Curve



(2) 24時間値

項目	記号	単位	Part I	Part II	Part III	Total	
煙突有効高さ	He	m	256.9	375.1	456.1		
排出ガス速度	V	m/s	16.7	24.7	16.2		
最大着地濃度	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.102	0.017	0.006	0.118
	窒素酸化物	NO _x	mg/m ³	0.011	0.010	0.007	0.025
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.016	0.000	0.000	0.017
	距離	Xmax	km	11.9	18.3	22.8	12.0

Concentration Sectional Curve

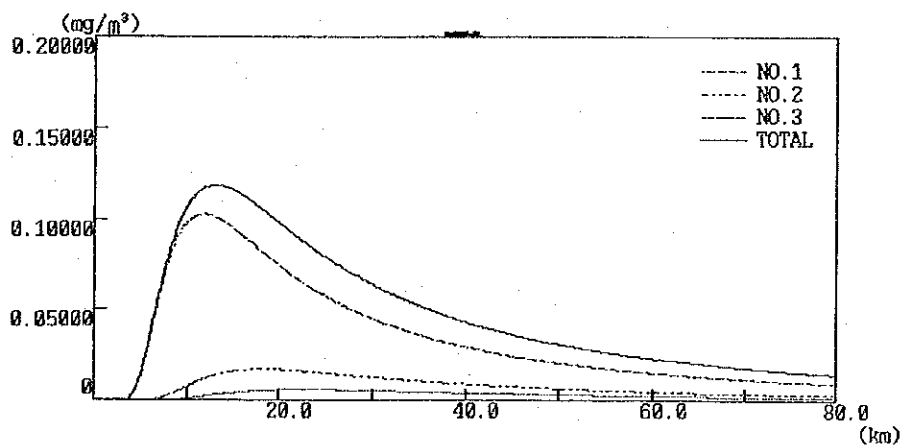


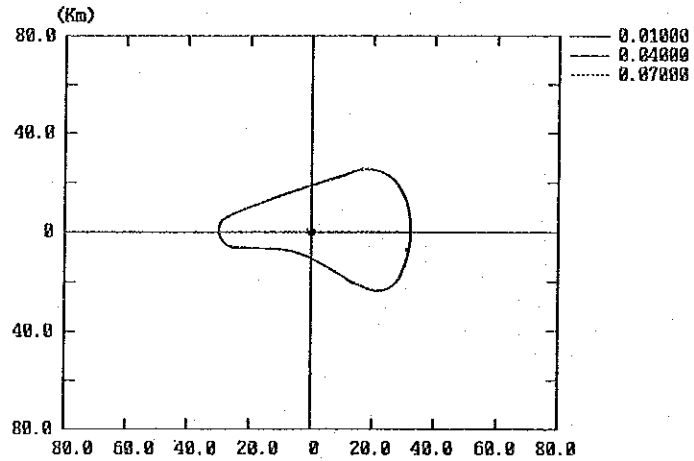
Fig. 5.4-4 拡散計算結果 (Part I 改造前、Part II、III 脱硫設置後)

Fig. 5.4-5 Concentration Distribution Curve (年平均)

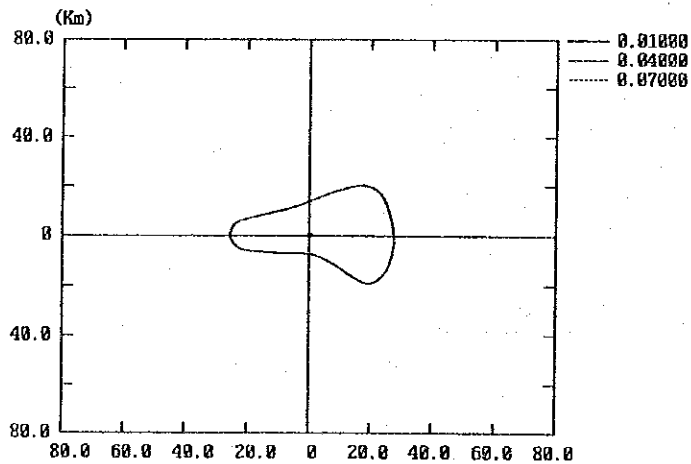
(1) 脱硫装置設置前

項 目		記号	単 位	Part I	Part II	Part III	T o t a l
最大着地濃度 位 方位 置 距離	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.071	0.050	0.046	0.166
	窒素酸化物	NO _x	mg/m ³	0.007	0.009	0.008	0.024
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.011	0.001	0.001	0.014
	方位	—	—	C	C	C	C
	距離	Xmax	km	0.0	0.0	0.0	0.0

① PART IIのみ



② PART IIIのみ



③ メルニーク全体

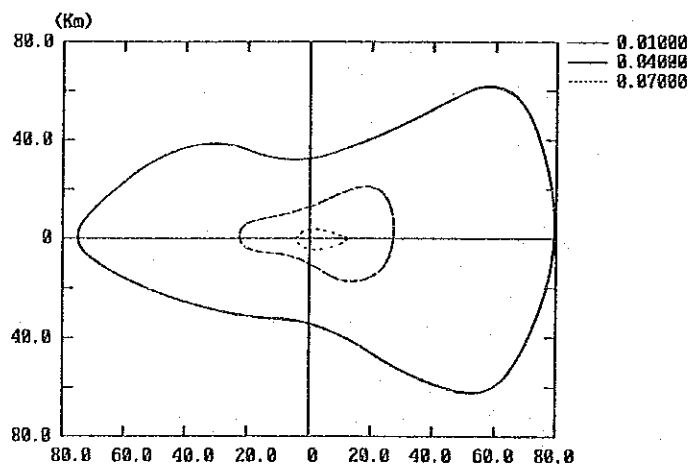
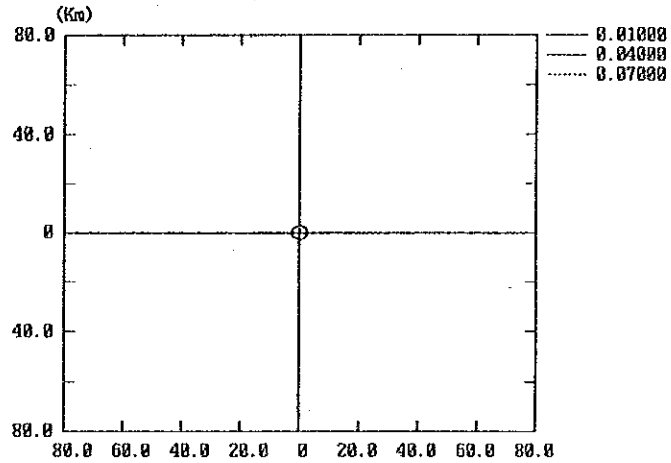


Fig. 5.4-5 Concentration Distribution Curve (年平均)

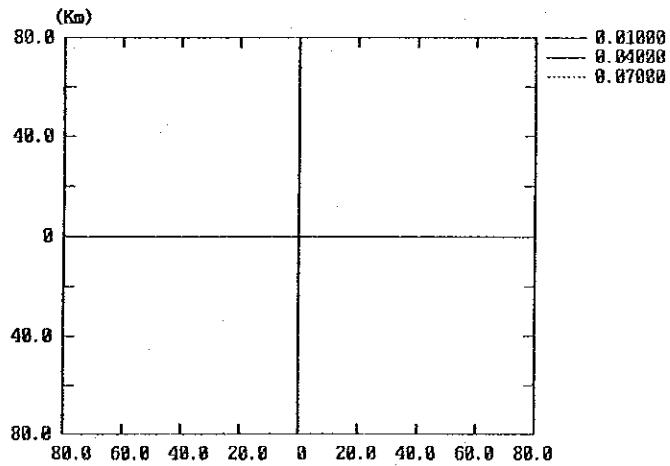
(2) 脱硫装置設置後

項 目		記号	単 位	Part I	Part II	Part III	T o t a l
最大着地濃度	硫黄酸化物	SO ₂	mg/m ³	0.021	0.018	0.008	0.048
	窒素酸化物	NOx	mg/m ³	0.007	0.011	0.009	0.026
	ばいじん	SPM	mg/m ³	0.011	0.000	0.000	0.012
	位 方位	-	-	C	C	C	C
置 距離	Xmax	km	0.0	0.0	0.0	0.0	

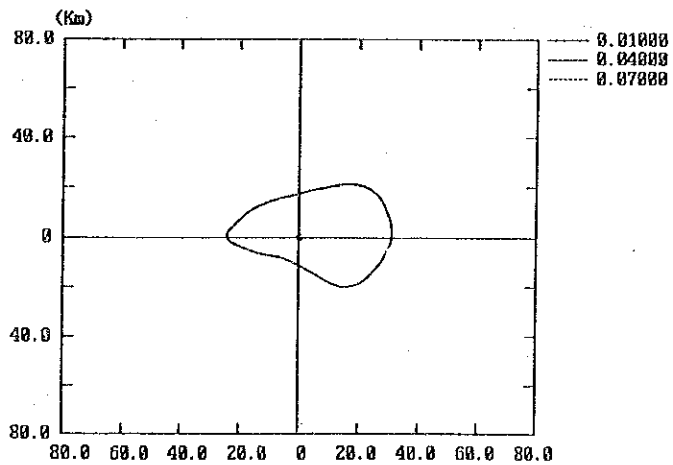
① PART IIのみ



② PART IIIのみ



③ メルニーク全体



第 6 章 排煙脫硫裝置概念設計

第6章 排煙脱硫装置概念設計

	頁
6.1 排煙脱硫装置基本計画	6-1
6.2 排煙脱硫装置全体配置計画	6-8
6.3 排煙脱硫装置全体系統図及び主要機器仕様	6-13
6.4 排煙脱硫装置の物質収支	6-24
6.5 排煙脱硫装置機器基本概念設計	6-27
6.5.1 吸収塔	6-27
6.5.2 通風装置	6-37
6.5.3 再加熱装置	6-42
6.5.4 吸収剤前処理・貯蔵・供給装置	6-47
6.5.5 副生品処理設備	6-50
6.5.6 排水処理システム	6-55
6.5.7 取水・用水設備	6-57
6.5.8 空気供給設備	6-59
6.5.9 電気設備	6-61
6.5.10 制御装置	6-72
6.5.11 関連建物	6-77
6.5.12 基礎(含 ローディングデータ)	6-83
6.6 既設設備改造	6-84
6.6.1 改造	6-84
6.6.2 その他の取合	6-86
6.6.3 移設	6-86

List of Tables

Table	Description	Page
Table 6.1-1	Design Condition of FGD Units	6 - 5
Table 6.1-2	Design Performance of FGD Units	6 - 6
Table 6.1-3	Design River Water Analysis	6 - 7
Table 6.3-1	Specification of Major Equipment for FGD System of Melnik ... Power Station (1/9) ~ (9/9)	6 - 14~22
Table 6.5-1	Planning Discharged Water Quality from Waste Water Treatment	6 - 32
Table 6.5-2	Comparison of Fan Positions	6 - 40
Table 6.5-3	脱硫通風機の型式比較	6 - 41
Table 6.5-4	GGHとアフターバーナーの比較	6 - 44
Table 6.5-5	再生回転式GGHとノンソーク式GGHの比較	6 - 45
Table 6.5-6	Gas Reheater Performance Data	6 - 46
Table 6.5-7	Calculation for The Confirmation of Short-Circuit Current ...	6 - 63
Table 6.5-8	Calculation for The Confirmation of Voltage Drop	6 - 65

List of Figures

Figure	Description	Page
Fig. 6. 2-1	General Layout of FGD Units of Melnik Power Station	6 - 11
Fig. 6. 3-1	Flow Diagram of FGD Plant	6 - 23
Fig. 6. 4-1	Part II FGD Material Balance	6 - 25
Fig. 6. 4-2	Part III FGD Material Balance	6 - 26
Fig. 6. 5-1	Typical Absorber Schemes Employed for FGD	6 - 33
Fig. 6. 5-2	Comparison of Oxidation System of Spray Tower System	6 - 34
Fig. 6. 5-3	Lining Material for FGD System	6 - 35
Fig. 6. 5-4	Absorber Bird's eye View	6 - 36
Fig. 6. 5-5	Position of BUF and Gas Flow	6 - 41
Fig. 6. 5-6	Flow Diagram of Limestone Pre-treatment System	6 - 49
Fig. 6. 5-7	By-product and Disposal Area	6 - 53
Fig. 6. 5-8	Flow Diagram of Waste Water Treatment	6 - 56
Fig. 6. 5-9	Flow Diagram of Raw Water System	6 - 58
Fig. 6. 5-10	One Line Diagram (1/3) ~ (3/3)	6 - 66, 67, 69
Fig. 6. 5-11	Location of Electric Equipment and Raw Water Acquisition	6 - 71
Fig. 6. 5-12	Configuration of FGD Control System	6 - 76
Fig. 6. 5-13	Related Buildings (1/2)	6 - 79
Fig. 6. 5-14	Related Buildings (2/2)	6 - 81
Fig. 6. 6-1	Duct Arrangement for Part II FGD System	6 - 87
Fig. 6. 6-2	Duct Arrangement for Part III FGD System	6 - 88

第6章 排煙脱硫装置概念設計

6.1 排煙脱硫装置基本計画

メルニーク発電所における“最適排煙脱硫装置の選定結果”及び現地調査による情報及びデータ収集を踏まえ、排煙脱硫装置概念設計を行うための基本計画の設定を行う。

排煙脱硫装置概念設計の設計条件は、4.3項に示す“最適排煙脱硫装置の検討諸元”によるが、以下に概念設計の主な基本計画、設計条件を示す。

(1) 石炭性状

① 発熱量	4,200 kcal/kg (dry base)
	3,680 kcal/kg (air dry base)
② 全水分	30.2 % (as received)
③ 湿分	12.4 % (air dry base)
④ 硫黄分	1.5 % (dry base)
⑤ 灰分	38.04 % (dry base)

(2) 排煙脱硫装置

[Part II]

① 方式	湿式石灰石石膏法（1塔式塔内酸化スルー塔方式）
② 容量および設置基数	110 MW相当 4基
③ 脱硫効率	70 %（処理容量80%でGGH漏れ込を考慮し、 塔内脱硫効率91%に設定）
④ 設置発電方針	7号機～10号機（110MW×4）に4基

[Part III]

① 方式	湿式石灰石石膏法（1塔式塔内酸化スルー塔方式）
② 容量および設置基数	500 MW相当 1基
③ 脱硫効率	85 %（全量処理でバイパスダンプ、GGH漏れ込 を考慮し、塔内脱硫効率90%に設定）
④ 設置発電方針	11号機（500MW）に1基

(3) 排煙脱硫装置設計条件

Table 6.1-1 に排煙脱硫装置設計条件を示す。

[Part II 1 Unit 当たり]

- | | |
|-----------------|--|
| ① 入口ガス量
(容量) | 417,000 m ³ _N /h 湿 (521,000 m ³ _N /h の80%ガス量処理)
(440,000 m ³ _N /h湿) |
| ② 入口ガス温度 | 170°C (160 ~180°Cの中間温度) |
| ③ 副製品の生産量 | (1)に示す性状の石炭を連続的に消費した場合で
70%脱硫効率で連続的に処理した場合に発生する石膏量 |

[Part III]

- | | |
|-----------------|---|
| ① 入口ガス量
(容量) | 2,217,000 m ³ _N /h 湿
(2,300,000 m ³ _N /h湿) |
| ② 入口ガス温度 | 190°C (180 ~200°Cの中間温度) |
| ③ 副製品の生産量 | (1)に示す性状の石炭を連続的に消費した場合で
85%脱硫効率で連続的に処理した場合に発生する石膏量 |

(4) 排煙脱硫装置計画性能

Table 6.1-2 に排煙脱硫装置の計画性能を示す。

(5) 吸収剤(石灰石)性状

石灰石の性状は、湿式石灰石石膏法の排煙脱硫装置で一般的に使用され、またメルニーク発電所で入手可能な次の値として計画する。

- | | | |
|------|-------------------|-----------|
| ① 純度 | CaCO ₃ | 96%以上 |
| ② 粒径 | | 22.5~80mm |

(6) 吸収剤前処理

湿式石灰石石膏法の吸収剤として石灰石を用いるためには、石灰石粒度を325 メッシュ・パス95%以上(粒径43μm以下)としなければならない、このための前処理装置として、クラッシャーと湿式ミルを設置する。

(7) 脱 硫 用 水

脱硫用水の補給水は、Part II タービン冷却系統から分岐した、ラーベ川の水を取水して使用する。

Table 6.1-3 に発電所で入手したラーベ川の水質分析結果を基に設定した脱硫用水の計画水質を示す。

(8) 空 気

発電プラント側から圧縮空気の供給を受けるのは、余裕が無いため不可能である。したがって酸化用空気、制御用空気、雑用空気を含め、全て新しく設置する排煙脱硫装置側で供給する計画とする。

(9) 電 気 設 備

排煙脱硫装置の電源は、Part II の主変圧器 2 次側母線110kVから分岐し、屋外に新設する脱硫用変圧器にて6.0kVに降圧して供給する。また、配開装置は電気室と制御室を共通とした2階建てのビルディングを Part II と Part III の間に新設し、そこに設置する計画とする。

(10) 制 御 シ ス テ ム

上述の電気室との共通ビルディングに設置する。

制御室には各ユニット毎に独立した操作デスクを設け、基本的にCRT (Cathode-Ray Tube) 操作により運転監視を行う。さらに、制御装置には最新のデジタル制御を採用する計画とする。

(11) 副 生 品 処 理

メルニーク発電所の排煙脱硫装置で発生する石膏量の内、Part III から発生する石膏相当分については全量、隣接して設置が予定されている石膏ボード工場に供給されるものとする。残余分 (Part II から発生する石膏相当分) については貨車輸送し、将来の灰処分場に投棄するシステムとする。

なお、石膏品質については、Part II、Part III ともに同一品質であることから、払出し方法は全体を共通として取り扱うものとする。

(12) 副生品捨場

副生品捨場は遮水シートを使用して遮水構造とするが、副生品が安定する期間に必要な最小限の副生品捨場のみに遮水シートを施工する計画とする。

本スタディでは12.5年分の副生品捨場を遮水構造とすることとして計画した。

(13) 排水処理

吸収塔内部の塩素濃度を一定値以下に抑制するために、定期的もしくは連続で排水ブローを行うが、この排水が河川水に影響を及ぼさないようにするための、排水処理装置を設置する計画とする。

Table 6.1-1 Design Condition of FGD Units

	Item	Unit	Design Condition	
			Part II for 1 Unit	Part III
1.	Capacity of Power Plant	MW	110	500
2.	FGD Process	-	Wet-Limestone-Gypsum	Wet-Limestone-Gypsum
3.	Total Gas Flow Rate	m ³ N/h, wet	521,000 (530,000)*	2,127,000 (2,300,000)*
	FGD Inlet Flue Gas Rate	"	417,000 (440,000)*	2,127,000 (2,300,000)*
4.	Inlet Flue Gas Temperature	°C	190	170
5.	Inlet Flue Gas Composition			
	H ₂ O	vol%	13.0	13.4
	O ₂	vol%	8.0	7.5
	SO ₂ (as O ₂ =6% & Dry base)	mg/m ³ N, dry	4,840	4,840
	HF (")	mg/m ³ N, dry	94.6	94.7
	HCl (")	mg/m ³ N, dry	19.1	19.1
	SO ₃ (")	mg/m ³ N, dry	48.4	48.8
6.	SO ₂ Removal Efficiency	%	70 (91)**	85
7.	Dust Concentration			
	Outlet of the Existing EP	mg/m ³ N, dry	<100	
8.	Absorbent	-	Limestone	
	Purity	%	96% or more	
	Grain Size	φ mm	22.5 - 80	
9.	Gypsum		To be discarded	To be used as the material of gypsum board
10.	Outlet Flue Gas Temperature at the Inlet of the Stack	°C	100	
11.	Cl Concentration in Make-up Water	mg/l	27	

* Flue gas flow rate in () is the normal value.

** Figure in () shows the value with consideration of the duct by-passing and GGH leakage.

Table 6.1-2 Design Performance of FGD Units

	Item	Unit	Design Performance	
			Part II for 1 Unit	Part III
1.	Capacity of Power Plant	MW	110	500
2.	Gas Flow Rate	m ³ N/h, wet	417,000	2,127,000
3.	Inlet Gas Condition			
	Temperature	°C	190	170
	SO ₂ (as O ₂ =6% & Dry base)	mg/m ³ N	4,840	4,840
	*SO ₃ (")	mg/m ³ N	48.4	48.4
	Dust Load	mg/m ³ N	100	100
4.	Outlet Gas Condition			
	Temperature	°C	100	100
	SO ₂ (as O ₂ =6% & Dry base)	mg/m ³ N	1,452	726
	SO ₃ (")	mg/m ³ N	24	24
	Dust Load	mg/m ³ N, dry	40	40
5.	SO ₂ , Removal Efficiency	%	70	85
6.	Ca/S (Injected Ca/Treated S)	-	1.06	1.06
7.	Draft Loss of FGD Plant	mmAq	230	230
8.	Gypsum Slurry	t/h	4.27	22.73

Remarks: The value with the * mark is the assumption with 1% of the SO₃ conversion rate in the boiler (furnace), and it is necessary to measure the actual SO₃ concentration in flue gas at the definite design stage in order to consider the prevention measures from corrosion condition of the flue gas line (ie: inner surface of flue gas duct and GGH elements.)

Table 6.1-3 Design River Water Analysis

Item	Unit	Anaysis
COD-Mn	mg/l	8.0
COD-Cr	mg/l	62
Total Hardness	CaCO ₃ mg/l	150
Na	mg/l	290
K	mg/l	20.0
Ca	mg/l	43.0
Mg	mg/l	16.0
SS	mg/l	0.2
Cl	mg/l	27.0
SO ₄	mg/l	91.0
SS	mg/l	<1

Note: The above quality is determined by the values from the sample analysis of river water.

6.2 排煙脱硫装置全体配置計画

排煙脱硫装置の全体配置図を Fig. 6.2-1 に示す。

貯炭場と発電設備の間および Part III 西側にあるスペースに、既設設備の改造を最小限とし、経済的な配置とするため、下記事項を考慮し配置を検討した。

(1) 次の既設設備は排煙脱硫装置設置スペース周辺にあるが、移設・撤去は不可能であり、配置上留意した。

- ① 運炭コンベア
- ② Part II と Part III の間に設置されているスラツク・クラッシュ・ステーション
- ③ Part III 煙道側に設置の酸素ポンベ室

(2) 撤去・移設が必要な既設設備

- ① Part II 煙道側に設置されている石炭列車解凍トンネルと線路
- ② 石炭列車解凍トンネル側に設置されているメンテナンス用資材倉庫
- ③ 灰スラリー輸送配管とメルニーク市への熱供給用パイプ及びそれら用のラック
- ④ その他の小配管、ケーブル等

(3) 改造を行う既設設備

- ① 排煙脱硫装置継込みのための既設集合ダクト
- ② 煙突ライニング

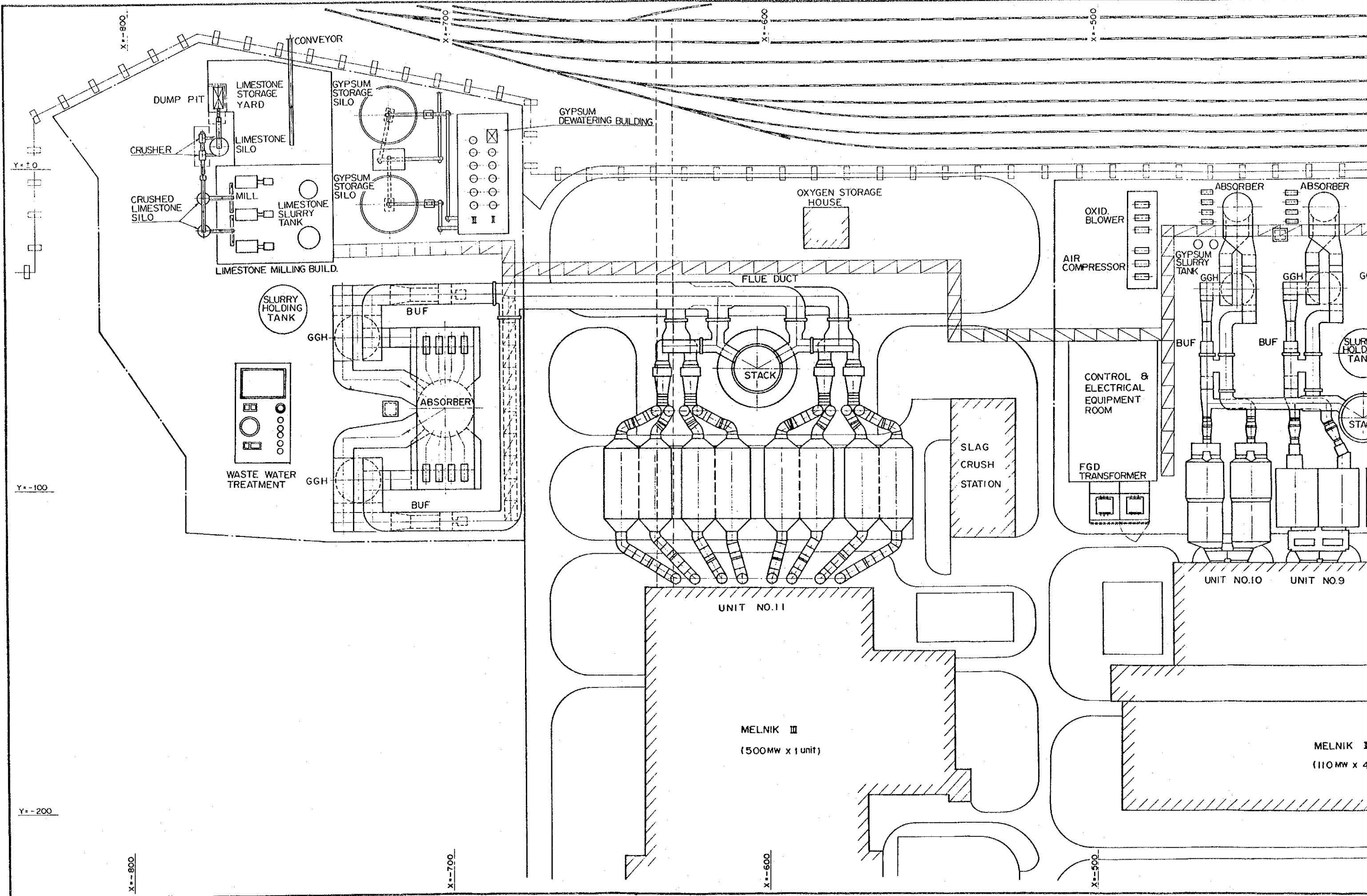
(4) 将来の硫黄酸化物排出規制強化に対する考慮

将来、硫黄酸化物排出量の規制強化が行われた場合、対策の1つとして Part II に新たに排煙脱硫装置を追加設置することが考えられる。したがって、今回計画する排煙脱硫装置の配置は、Part II 用排煙脱硫装置の増設が可能な計画とする。

(5) 建屋内設置機器

下記に示す機器は、凍結対策及び防音対策を考慮して、建屋内に設置する計画とした。

- ① 吸収塔スラリー循環ポンプ（Part II、Part IIIともに各々の吸収塔に隣接して設置する。）
- ② 酸化用空気ブローと空気コンプレッサー（Part II、Part III毎に各々共通建屋内に設置する。）
- ③ 脱硫用水取水ポンプ（Part II、Part IIIともに共通建屋内に設置する。）
- ④ 石灰石粉碎用クラッシャー、ミルおよび石灰石スラリートank（Part II、Part IIIともに共通建屋内に設置する。）
- ⑤ 石膏脱水用遠心分離装置（Part II、Part IIIともに共通建屋内に設置する。）



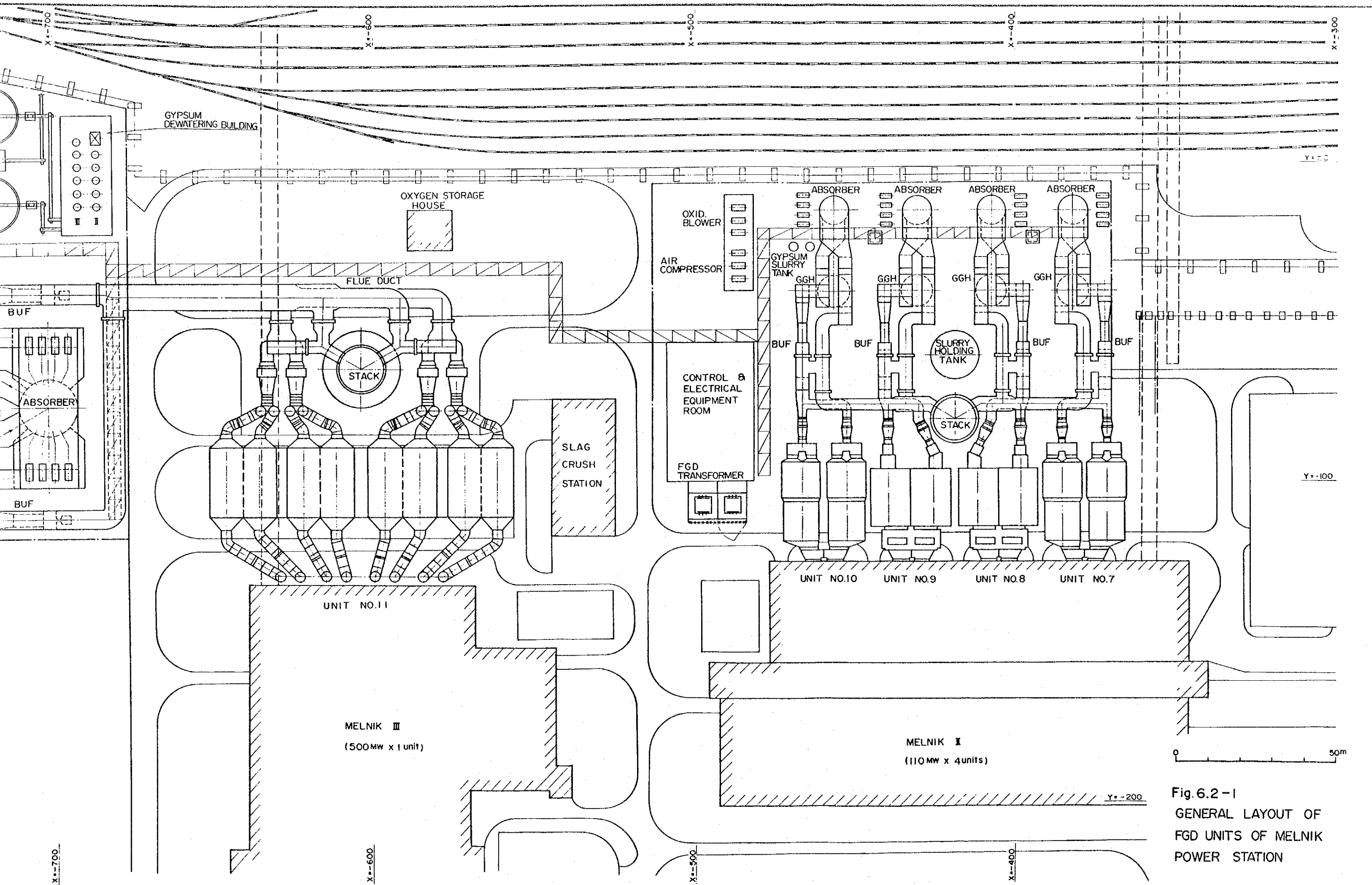


Fig. 6.2-1
GENERAL LAYOUT OF
FGD UNITS OF MELNIK
POWER STATION

6.3 排煙脱硫装置全体系統図及び主要機器仕様

Fig. 6.3-1 に排煙脱硫装置全体系統図を示す。

又、各主要機器の仕様を Table 6.3-1 に示す。

Table 6.3-1 Specification of Major Equipment for
FGD System of Melnik Power Station

(1/9)

Equipment	Specification
[Part II]	
II - 1 Absorbing System	
1) Absorber	
Number	1 x 4 Units
Type	Spray Tower
Dia. x Height	φ 8.0 m x H 22.5 m
Capacity	440,000 m ³ N/h
2) Absorber Recirculation Pump	
Number	4 x 4 Units
Type	Centrifugal
Capacity	30 m ³ /min
Head	20 m
Motor	145 kW
3) Absorber Bleed Pump	
Number	4 + 4 Stand-by
Type	Centrifugal
Capacity	0.55 m ³ /min
Head	15 m
Motor	45 kW
4) Agitator for Absorber Recir. Tank	
Number	2 x 4 Units
Type	Horizontal Axial Propeller
Motor	30 kW
5) Oxidation Agitator on Absorber	
Number	3 x 4 Units
Type	Horizontal Axial Propeller
Motor	30 kW
6) Oxidation Air Blower (Common for 2 Units)	
Number	2 + 1 Stand-by
Type	Rotary Blower
Capacity	22 m ³ /min
Head	0.6 kg/cm ³ g
Motor	110 kW
7) Slurry Holding Tank (Common for 4 Units)	
Number	1
Type	Vertical Cylinder
Capacity	1,770 m ³
8) Slurry Holding Tank	
Transfer Pump (Common for 4 Units)	1 + 1 Stand-by
Number	Centrifugal
Capacity	13 m ³ /min
Head	23 m
Motor	75 kW

Equipment	Specification
9) Absorber Area Drain Pit (Common for 2 Units) Number Type Capacity	1 x 2 Units Underground Concrete Pit 22 m ³
10) Absorber Area Drain Pump (Common for 2 Units) Number Type Capacity Head Motor	1 x 2 Units Centrifugal 2.4 m ³ /min 20 m 15 kW
11) Emergency Head Tank Number Type Capacity	1 + 4 Units Vertical Cylinder 5 m ³
II - 2 Gypsum Recovery System	
1) Centrifuge (Comon for 4 Units) Number Capacity (as dry Gypsum) Motor	4 + 1 Stand-by 1,200 kg/h/batch 160 kW
2) Centrifuge Filtrate Pit (Common for 4 Units) Number Type Capacity	1 Vertical Cylinder 88 m ³
3) Centrifuge Filtrate Pump (Common for 4 Units) Number Type Capacity Head Motor	1 + 1 Stand-by Centrifugal 2.7 m ³ /min 38 m 30 kW
4) Blow Down Tank (Common for 4 Units) Number Type Capacity	1 Vertical Cylinder 1.2 m ³
8) Blow Down Pump (Common for 4 Units) Number Type Capacity Head	1 + 1 Stand-by Centrifugal 0.01 m ³ /min 20 m

Equipment	Specification
<p>II-3 Draft System</p> <p>1) Boost Up Fan Number Type Capacity Head Motor</p> <p>2) Flue Gas Reheating System Number Type Capacity Motor</p> <p>3) Bypass Damper Number Type Material</p> <p>4) Inlet Isolation Damper Number Type Material</p> <p>5) Outlet Isolation Damper Number Type Material</p>	<p>1 x 4 Units Axial Flow 13,700 m³/min 270 mmAq 700 kW</p> <p>1 x 4 Units Rotary Regenerative type Gas to Gas Heat Exchanger 5.0 x 10⁶ Kcal/h 5 kW</p> <p>1 x 4 Units Multi Louver Corten</p> <p>1 x 4 Units Multi Louver Carbon Steel</p> <p>1 x 4 Units Multi Louver Corten</p>
<p>II - 4 Auxiliary System</p> <p>1) Make-up Water Pump (Common for 4 Units) Number Type Capacity Head Motor</p> <p>2) Air Compressor (Common for 2 Units) Number Type Capacity Pressure Motor</p>	<p>1 + 1 Stand-by Centrifugal 2.3 m³/min 20 m 15 kW</p> <p>2 + 1 Stand-by Reciprocating 50 m³/H 7 kg/cm²g 90 kW</p>

Equipment	Specification
[Part III] III - 1 Absorbing System	
1) Absorber	
Number	1
Type	Spray Tower
Dia. x Height	φ 18.1 m x H 24.8 m
Capacity	2,300,000m ³ /h
2) Absorber Recirculation Pump	
Number	8
Type	Centrifugal
Capacity	74 m ³ /min
Head	21 m
Motor	390 kW
3) Absorber Bleed Pum	
Number	1 + 1 Stand-by
Type	Centrifugal
Capacity	2.9 m ³ /min
Head	28 m
Motor	37 kW
4) Agitator for Absorber Recir. Tank	
Number	6
Type	Horizontal Axial Propeller
Motor	30 kW
5) Oxidation Agitator on Absorber	
Number	8
Type	Horizontal Axial Propeller
Motor	30 kW
6) Oxidation Air Blower	
Number	1 + 1 Stand-by
Type	Rotary Blower
Capacity	220 m ³ /min
Head	0.6 kg/cm ³ g
Motor	310 kW
7) Slurry Holding Tank	
Number	1
Type	Vertical Cylinder
Capacity	2,200 m ³
8) Slurry Holding Tank Transfer Pump	
Number	1
Type	Centrifugal
Capacity	4.3 m ³ /min
Head	23 m
Motor	30 kW

Equipment	Specification
9) Absorber Area Drain Pit Number Type Capacity	1 Underground Concrete Pit 100 m ³
10) Absorber Area Drain Pit Pump Number Type Capacity Head Motor	1 Centrifugal 5.5 m ³ /min 20 m 55 kW
11) Emergency Head Tank Number Type Capacity	1 Vertical Cylinder 22 m ³
III - 2 Gypsum Recovery System	
1) Centrifuge Number Capacity (as dry Gypsum) Motor	5 + 1 Stand-by 1,200 kg/h/batch 160 kW
2) Centrifuge Filtrate Pit Number Type Capacity	1 Vertical Cylinder 147 m ³
3) Centrifuge Filtrate Pump Number Type Capacity Head Motor	1 + 1 Stand-by Centrifugal 4.9 m ³ /min 38 m 55 kW
4) Blow Down Tank Number Type Capacity	1 Vertical Cylinder 1.2 m ³
8) Blow Down Pump Number Type Capacity Head	1 + 1 Stand-by Centrifugal 0.1 m ³ /min 20 m

Equipment	Specification
III - 3 Draft System	
1) Boost Up Fan Number Type Capacity Head Motor	2 Axial Flow 34,200 m ³ N/h 290 mmAq 1,570 kW
2) Flue gas Reheating System Number Type Capacity Motor	2 Rotary Regenerative type Gas to Gas Heat Exchanger 17.3 x 10 ⁶ kcal/h 22 kW
3) Bypass Damper Number Type Material	1 Multi Louver Corten
4) Inlet Isolation Damper Number Type Material	2 Multi Louver Carbon Steel
5) Outlet Isolation Damper Number Type Material	2 Multi Louver Corten
III - 4 Auxiliary	
1) Make-up Water Pump Number Type Capacity Head Motor	1 + 1 Stand-by Centrifugal 2.3 m ³ /min 20 m 15 kW
2) Air Compressor Number Type Capacity Pressure Motor	1 + 1 Stand-by Reciprocating 150 m ³ N/h 7 kg/cm ² g 170 kW

Equipment	Specification
[Common for Parts II and III] C - 1 Limestone Preparation System	
1) Limestone Siro Number Type Capacity	1 Vertical Cylinder 200 m ³
2) Limestone Crusher Number Type Capacity Motor	1 + 1 Stand-by Hammer Type 24.0 t/h 130 kW
3) Crushed Limestone Siro Number Type Capacity (for Par II/Part III)	2 Vertical Cylinder 78 m ³ /90 m ³
4) Limestone Mill Number Type Capacity Motor	2 + 1 Stand-by Wet type Ball Mill 13.7 t/h 550 kW
5) Limestone Slurry Tank Number Type Capacity (for Part II/Part III)	2 Vertical Cylinder 190 m ³ /320 m ³
6) Limestone Feeder Number Capacity (for Part II/Part III)	2 10.3 t/h / 13.7 t/h
7) Limestone Feeder Number Type Capacity (for Part II/Part III)	1 Belt type 10.3 t/h / 13.7 t/h
8) Limestone Slurry Pump Number Type Capacity (for Part II/Part III) Head	2 Submerged 0. 3m ³ /min / 1.5 m ³ /min 26 m
9) Dump pit Number Type Capacity	1 Underground Concrete Pit 380 m ³
10) Limestone Storage Yard Number Capacity	1 30 m x 25 m

Equipment	Specification
<p>C - 2 Gypsum Recovery System</p> <p>1) Gypsum Storage Silo Number Type Capacity</p> <p>2) Gypsum Conveyor (from Centrifuge to Gypsum Storage Silo) Number Type Capacity</p> <p>3) Reclimer (Inside the Silo) Number Type Capacity</p> <p>4) Gypsum Conveyor (for Discharge) Number Type Capacity</p>	<p>2 Units Vertical Cylinder ϕ 17.0 m x H 25 m (3,000 tons)</p> <p>4 Belt type 108 t/h</p> <p>2 Screw type 500 t/h</p> <p>2 Belt type 450 t/h</p>
<p>C - 3 Auxiliary System</p> <p>1) Make-up Water Tank Number Type Capacity</p>	<p>1 Vertical Cylinder 280 m³</p>
<p>C - 4 Waste Water Treatment System</p> <p>1) Waste Water Storage Pit Number Type Capacity</p> <p>2) Adjustment Coagulation Pit Number Type Capacity</p> <p>3) Sedimentation Pit Number Type Capacity</p> <p>4) Neutralization Pit Number Type Capacity</p> <p>5) Sludge Thickner Number Capacity</p>	<p>1 Concrete Basin 300 m³</p> <p>1 Concrete Basin 9 m³</p> <p>1 Concrete Basin 60 m³</p> <p>1 Concrete Basin 10 m³</p> <p>1 0.4 m³/h</p>

Equipment	Specification
<p>C - 5 Electrical System</p> <p>1) FGD Transformer (110 kV Incoming) Number Capacity of Windings Rated Voltage Capacity</p> <p>2) Disconnecting Switch Number Rated Voltage</p> <p>3) Switchgears Rated Voltage (M/C / P/C / MCC)</p> <p>4) Battery Number Rated Voltage Capacity</p> <p>5) Charger Number Type Capacity</p>	<p>2 Units 5 Tap 110 kV / 6 kV 35 MVA</p> <p>25 sets 110 kV</p> <p>7.2 / 0.415 / 0.415 kV</p> <p>5 sets 0.1 kV 500 AH / 10 A</p> <p>5 sets Thyristor Rectifier 50 kVA</p>
<p>C - 6 Control & Instrumentation</p> <p>1) Control Desk Number Type CRT (Cathode Ray Tube)</p> <p>2) Controller Type</p> <p>3) Relay Panels Type</p> <p>4) CVCF (Constant Voltage Constant Frequency) Number Type Capacity</p>	<p>5 Steel Plate Desk Type 1 CRT for each Desk</p> <p>Self-standing Steel Plated Digital Controller</p> <p>Self-standing Steel Plated Hard-wired Type</p> <p>5 Thyristor Inverter Type 25 kVA</p>

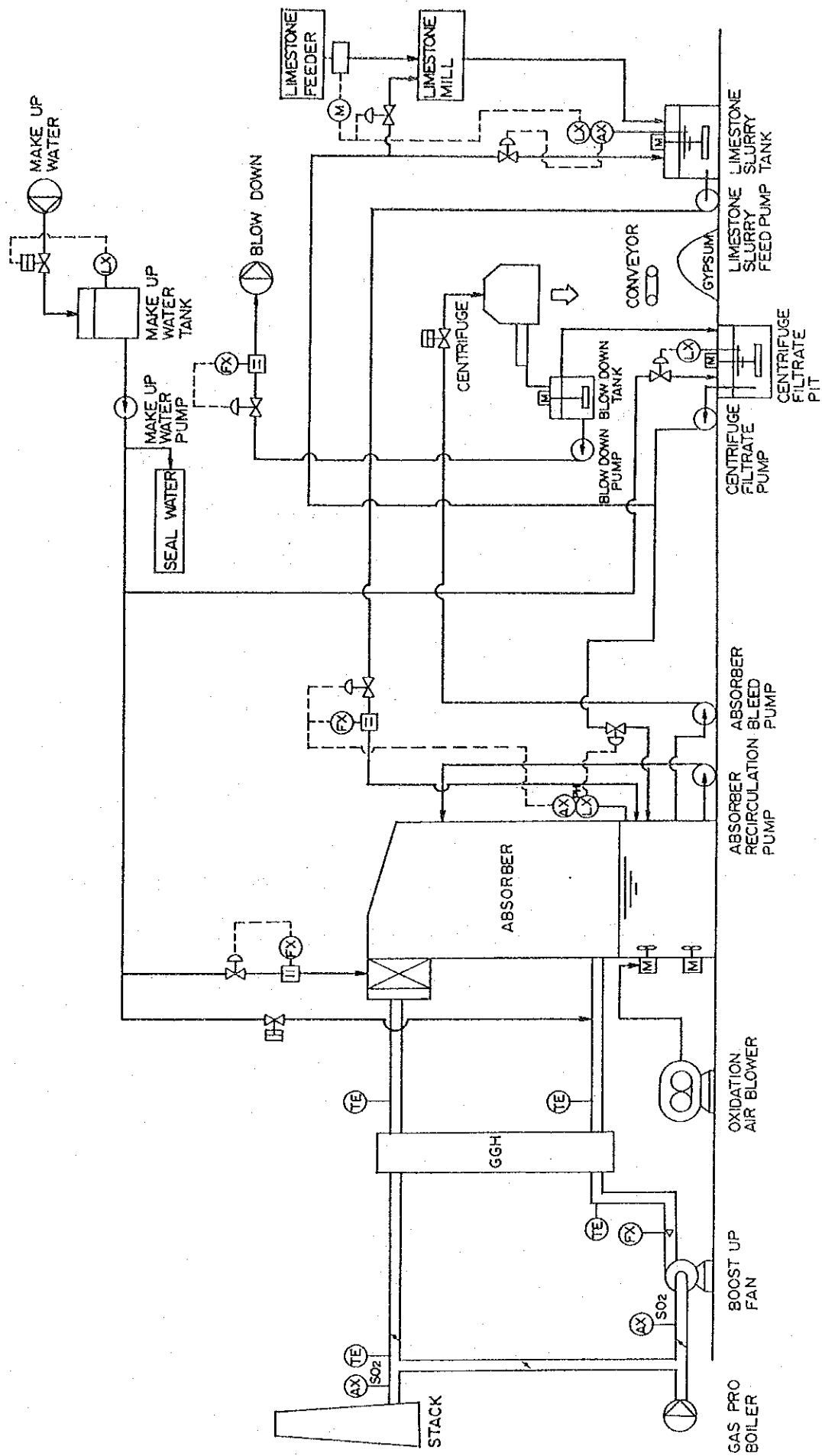


Fig. 6.3-1 FLOW DIAGRAM OF FGD PLANT

6.4 排煙脱硫装置の物質収支

Fig. 6.4-1 及び Fig. 6.4-2 にPart IIIおよびPart IIに設置する排煙脱硫装置の物質収支を各々示す。

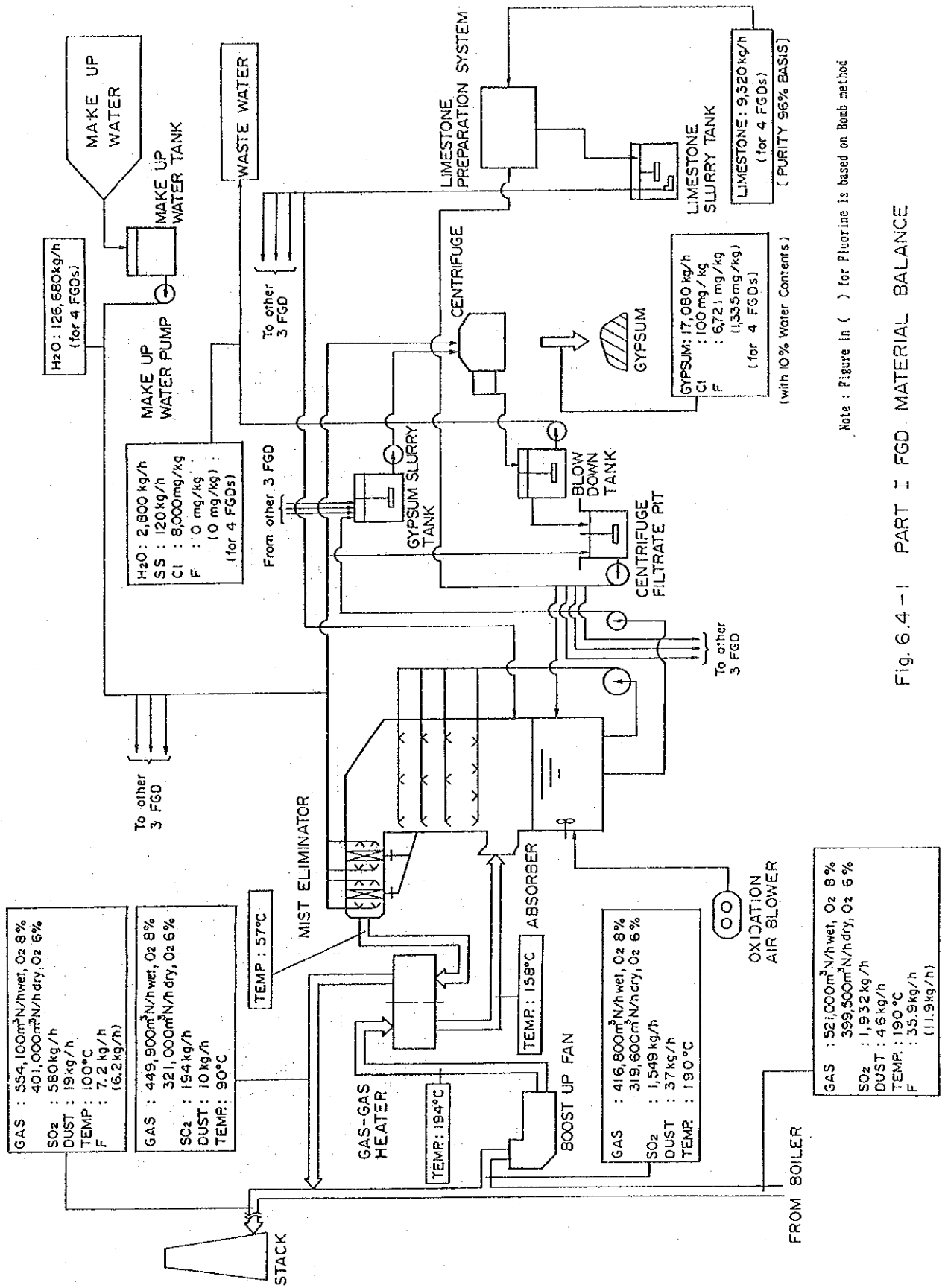
尚、これらの物質収支は石炭中の塩素濃度が116 mg/kg, フッ素濃度が587 mg/kg である場合を想定しており、この内、塩素分については CaCl_2 の形態で系内プロセス水中に滞留し、フッ素分については CaF_2 の形態で100%副生石膏中に移行するものとして設定している。この場合石膏純度は94.1%~94.2%となる。

ここで石炭中のフッ素濃度については、「燃焼管法」に基づいた数値を採用しているが、第2回調査時に採取した石炭サンプルの分析時、併せて「ポンプ法」による測定も実施しており、その結果は Table 4.3-6 の () 内に示すように、185 mg/kg という比較的低い値を呈している。さらに、日本での排煙脱硫装置の運転実績から、低温電気集塵器を採用した場合、排ガス中フッ素分の吸収塔における吸収反応は60%程度しかないというデータもある。

以上のことを前提条件として、物質収支を計算すると、フッ素のバランスは、Fig. 6.4-1 及び Fig. 6.4-2 の () 内に示すような結果となった。以上の条件に基づいて、石膏純度を検討すると、95.6%となる。

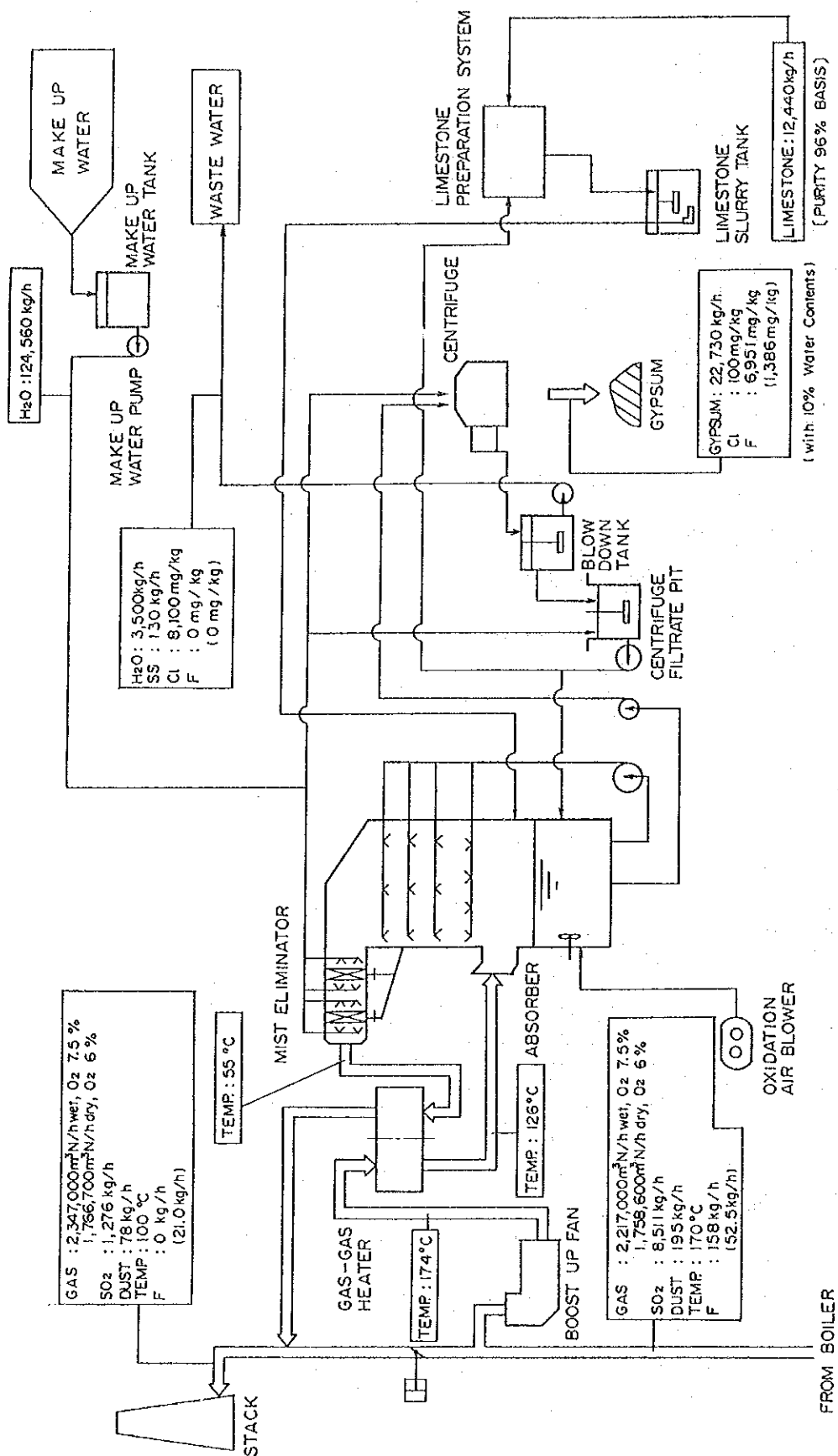
フッ素のバランスについては詳細設計時に、石膏の有効利用のための前提条件、及び排ガス測定を含めた総合的な再検討を行う必要がある。

また、物質収支中に記載の必要排水量については、脱硫装置の吸収液系内塩素濃度を10,000ppmとした際に必要なブロー量を、1時間値の平均値として計算しているが、過去の運転経験から判断すると、この濃度での運用は十分に可能であると判断される。



Note : Figure in () for Fluorine is based on Bomb method

Fig. 6.4 - 1 PART II FGD MATERIAL BALANCE



Note : Figure in () for Fluorine is based on Bomb method

Fig. 6.4-2 PART III FGD MATERIAL BALANCE

6.5 排煙脱硫装置機器基本概念設計

排煙脱硫装置の基本計画、全体配置計画、系統及び物質収支に基づき、排煙脱硫装置各機器の基本概念設計を以下の通り行う。

6.5.1 吸収塔

最近の湿式石灰石石膏法は、脱硫及び脱塵の機能に加えて、酸化機能も1塔に集約した1塔式塔内酸化方式が主流となっている。1塔式塔内酸化方式の吸収塔は、4章の技術比較で述べたスプレー塔かジェットバブリングリアクターが用いられるが、ここでは、基本計画で設定されたスプレー塔方式の吸収塔について、概念設計を行う。

(1) 吸収塔型式

吸収塔内では、排ガスと吸収液の十分な接触を行わせることが必要である。

排ガスと吸収液を接触させる吸収塔はその方式により次の様に分類できる。

- ① 吸収液のスプレーによる方法 …………… スプレー塔、ベンチュリースクラバー
- ② 排ガスの吸収液中への分散による方法 ジェットバブリングリアクター
- ③ 充填物による方法 …………… 充填塔
- ④ その他 …………… 多孔板塔

これらの吸収塔型式の概念図を Fig. 6.5-1 に示す。

吸収塔型式としては、スプレー塔方式が実績と運転経験が最も多く、他の型式と比べ、以下の特徴を有している。

- ① 吸収塔での圧力損失が少ない。

圧力損失が少ないため、脱硫通風機の消費電力が低減できる。

- ② 内部構造がシンプルである。

吸収塔内の構造がシンプルなため、スケーリングの発生が少ない。

- ③ スプレーヘッダーの使用段数を容易に変えることができる。

低負荷時および燃料硫黄分変化に対し、スプレーヘッダーの使用段数を容易に変えることができ、経済的な運転ができる。

(2) 酸化方式

硫黄酸化物と吸収液の反応生成物（亜硫酸石膏）を酸化し、石膏とする方式には、吸収塔循環タンク内に空気を吹込む方式（塔内酸化方式）と酸化塔による方式（塔外酸化方式）がある。

本計画での酸化方式は、吸収塔に酸化機能を付加した塔内酸化方式を選定する。

Fig. 6.5-2 にこれら2つの酸化方式の概念図を示す。

最近の湿式石灰石石膏法における酸化方式は、塔内酸化方式が主流となっており、この方式の特徴は以下の通りである。

- ① 酸化塔の省略により、コストと設置スペースの低減が図れる。
- ② 塔外酸化方式に比べ石灰石過剰率を小さくでき、石灰石消費量の低減が図れ、また過剰石灰石の中和のために硫酸を加える必要がない。

(3) 吸収塔の設計

1 塔式塔内酸化スプレー塔方式の吸収塔における脱硫性能及び脱塵性能に関係する主要な因子としては、以下のものがあげられる。

- ① 吸収塔内ガス流速 …………… 脱硫性能
- ② 吸収塔高さ …………… ”
- ③ 吸収剤過剰率 …………… ”
- ④ 液ガス比 (L/G) …………… 脱硫及び脱塵性能
- ⑤ 可溶性酸性ガス (HCl, HF) …………… 脱硫性能
- ⑥ 入口SO₂濃度 …………… ”
- ⑦ 入口ばいじん濃度 …………… 脱塵性能

吸収塔の設計は、排煙脱硫装置の吸収塔における計画脱硫効率90%、及び出口ばいじん濃度は成り行きで40mg/m³_N 以下程度と、これらの因子を考慮して行うものとする。

以下に、これらの因子と本計画における吸収塔の設計について述べる。

a) 吸収塔径及び高さ

吸収塔内でのガスと吸収液の接触容量は、以下のようになる。

$$\text{接触容量} \propto \frac{\text{ガス量}}{\text{吸収塔内ガス流速}} \times \text{吸収塔高さ}$$

ここで、吸収塔内ガス流速を速くすれば、必要なガスと吸収液の接触容量を保つために、吸収塔高さを高くすることが必要となる。一方、吸収塔内ガス流速を遅くすれば、吸収塔の高さは低くなるが、塔径が大きくなる。

吸収塔内ガス流速は、吸収塔に設置されるミストエリミネーターからのミストの吹抜けが発生しないよう設定し、計画最大ガス量により、吸収塔径を定める。

一方、吸収塔の高さは、計画脱硫性能を得るための液ガス比 (L/G) により、スプレー段数を設定するとともに、吸収塔下部の循環タンクでの吸収剤の十分な滞留時間 (循環タンクの保有液量) を考慮して定める。

以上のことより、吸収塔径及び高さは以下の通りとする。

{ Part II }

吸収塔径 : 8.0m

吸収塔高さ : 22.5m

{ Part III }

吸収塔径 : 18.1m

吸収塔高さ : 24.8m

b) 吸収剤過剰率

吸収剤とSO₂の反応を100%とすることは、現実的な装置において不可能である。したがって、若干の過剰な量の吸収剤を吸収塔に供給する必要がある。

排ガス中に含まれる塩素 (HClとして存在) 及びフッ素 (HFとして存在) は、SO₂と吸収剤の反応を阻害し脱硫性能に影響を及ぼす。石炭分析結果から、石炭中のフッ素、塩素ともに通常よりも濃度が高いので、計画脱硫効率を得るため、吸収剤過剰率を通常的设计よりも多くする必要がある。

一般に塔内酸化方式を採用する場合の設計吸収剤過剰率は2%程度であるが、

本計画では、塩素およびフッ素による吸収剤の反応阻害を考慮して6%とする。

c) 液ガス比 (L/G)

スプレー塔方式では、吸収剤スラリーの循環スプレー流量が、脱硫性能及び脱塵性能に大きく影響する。

本計画では、排煙脱硫装置の吸収塔における計画脱硫効率90%を得るため、吸収部でのL/Gは Part II では $17.1 \ell / \text{m}^3 \text{N}$ 、Part III では $16.1 \ell / \text{m}^3 \text{N}$ とする。

また、この液ガス比を採用することにより脱じん効率は最低90%程度が期待されるが、既設の電気集塵器で既に 規制値の $100 \text{mg} / \text{m}^3 \text{N}$ 以下を達成しており、脱じん性能は成り行きとする。

d) 吸収系内塩素濃度

吸収系内塩素濃度を高く保てば、脱硫排水量を低減できるが、一方、高塩素濃度による排煙脱硫装置材料の耐食性の検討が必要となる。

本計画では、4章での副産品及び排水処理方法の検討に示したように、脱硫排水量を極力低減すること、及び排煙脱硫装置材料の耐食性の両面から系内塩素濃度を $10,000 \text{mg} / \ell$ とする。系内塩素濃度 $10,000 \text{mg} / \ell$ の1塔式塔内酸化スプレー塔方式としては、日本にも数多くの実績がある。

系内塩素濃度 $10,000 \text{mg} / \ell$ の設計条件における排煙脱硫装置ライニング材の選定を Fig. 6.5-3 に示す。

e) 排水処理方式

脱硫装置系内ブロー排水の処理は、凝集・沈澱・中和方式で、重金属物質を除去した後、放流する。

処理放流水は Table 6.5-1に示すとおり、河川の水質基準を十分満足するものとする。

(4) 吸収塔の構成

Fig. 6.5-4 に吸収塔の概略図を示す。

吸収塔のスプレー段数は、計画I/Gを得るため、ガス冷却部1段と吸収部3段の計4段とする。また、吸収剤スラリーを循環する循環ポンプは、吸収部にはスプレー段毎に1台を設け、ガス冷却部には常用1台の他に予備機1台を設ける。

吸収塔下部の循環タンク部には、吸収剤スラリーの攪拌機と、酸化用攪拌機を、Part IIの場合各々2台と3台、また、Part IIIの場合各々6台と8台設ける。酸化用空気は、酸化用攪拌機を通して、循環タンク内に吹込まれる。

ミストエリミネーターは、前述のように、吸収塔出口ダクトに設置する。

(5) 吸収塔仕様

{ Part II }

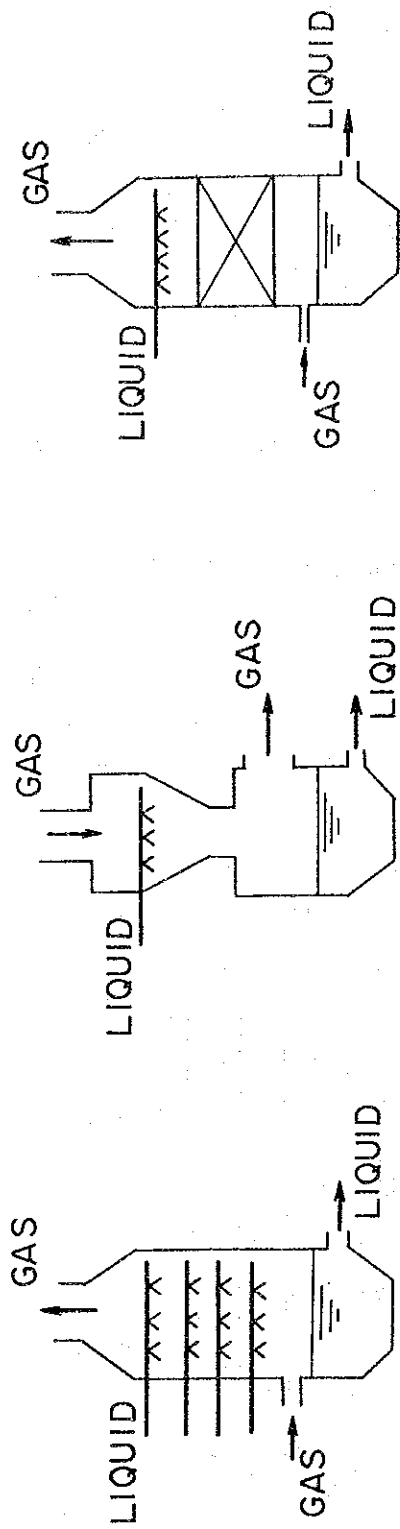
- 型 式 スプレー1塔方式
- 酸化方式： 塔内酸化方式
- 数 量： 各排煙脱硫装置に1塔、Part IIに4基
- 寸 法： 塔径φ 8.0m×塔高22.5m
- 容 量： 440,000 m³_N /h × 4 Units

{ Part III }

- 型 式： スプレー1塔方式
- 酸化方式： 塔内酸化方式
- 数 量： 11号機1基に1塔
- 寸 法： 塔径φ18.1m×塔高24.8m
- 容 量： 2,300,000 m³_N /h

Table 6.5-1 Planning Discharged Water Quality from Waste Water Treatment

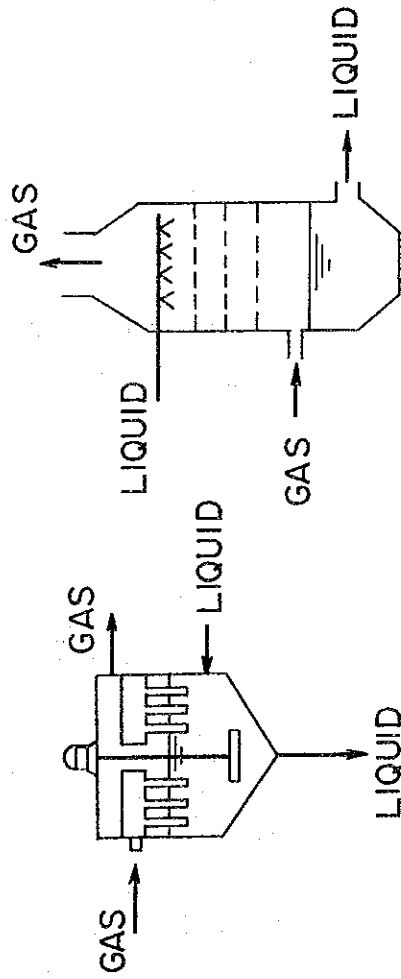
	Item	Unit	Value
1	Discharged Water Rate	t/h	9
2	COD	mg/l	30
3	Cl ⁻	mg/l	10,000
4	F ⁻	mg/l	55
5	pH	-	5.8 ~ 8.6



SPRAYING TOWER

VENTURI

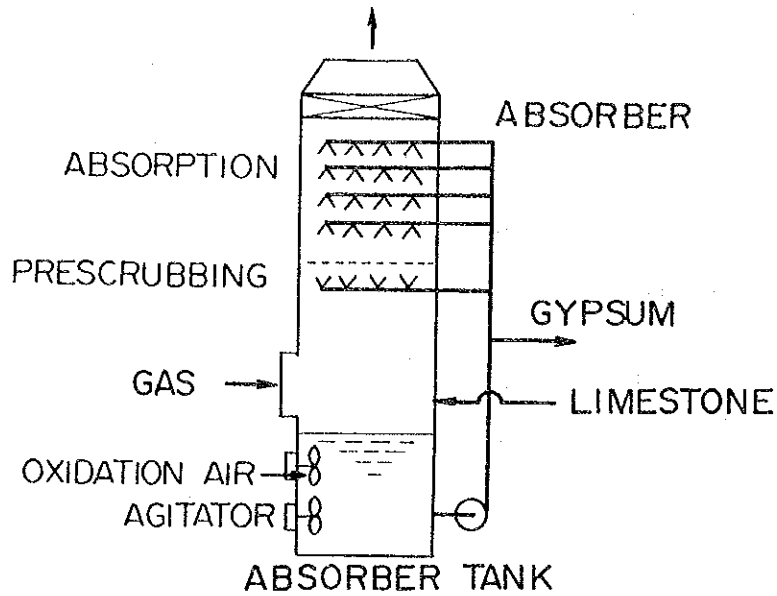
PACKED TOWER



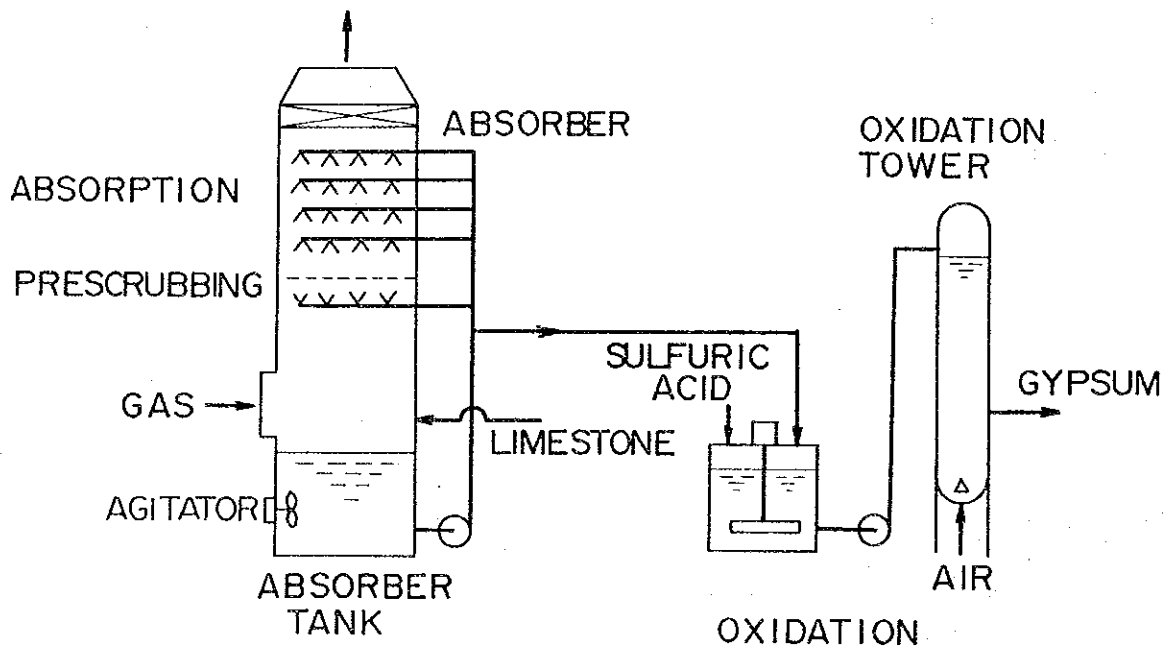
JET BUBBLING REACTOR

POROUS PLATE TOWER

Fig. 6.5 - 1
TYPICAL ABSORBER SCHEMES EMPLOYED FOR WET FGD



IN SITU (INTERNAL) FORCED OXIDATION (IFO) SYSTEM



EXTERNAL FORCED OXIDATION (EFO) SYSTEM

Fig. 6.5-2
COMPARISON OF OXIDATION SYSTEM OF SPRAY TOWER SYSTEM

NO.	PORTION	LINING MATERIAL
1.	FLUE • GGH~ABSORBER INLET • ABSORBER OUTLET ~GGH INLET	HEAT RESISTANT GLASS GLASS FLAKE RESIN
2.	ABSORBER • GAS INLET TANK UPPER ZONE • SPRAY ZONE • MIST ELIMINATOR	HEAT RESISTANT GLASS FLAKE RESIN INNER PIPE: GLASS FLAKE RESIN TOWER CASING: STAINLESS LINING GLASS FLAKE RESIN
3.	TANK	GLASS FLAKE RESIN
4.	PIT	RESIN MORTAR
5.	SLURRY PIPING	FRP PIPE OR STAINLESS STEEL

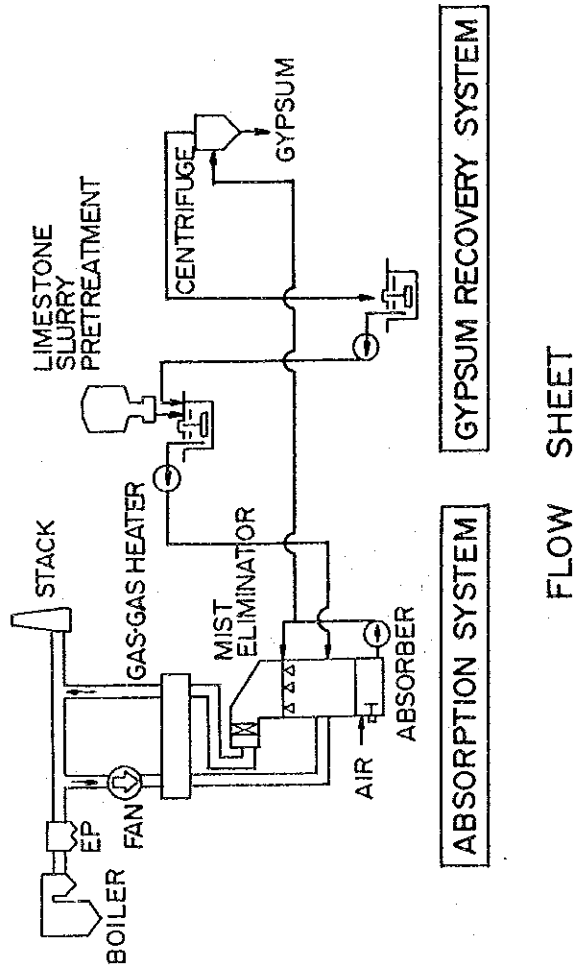
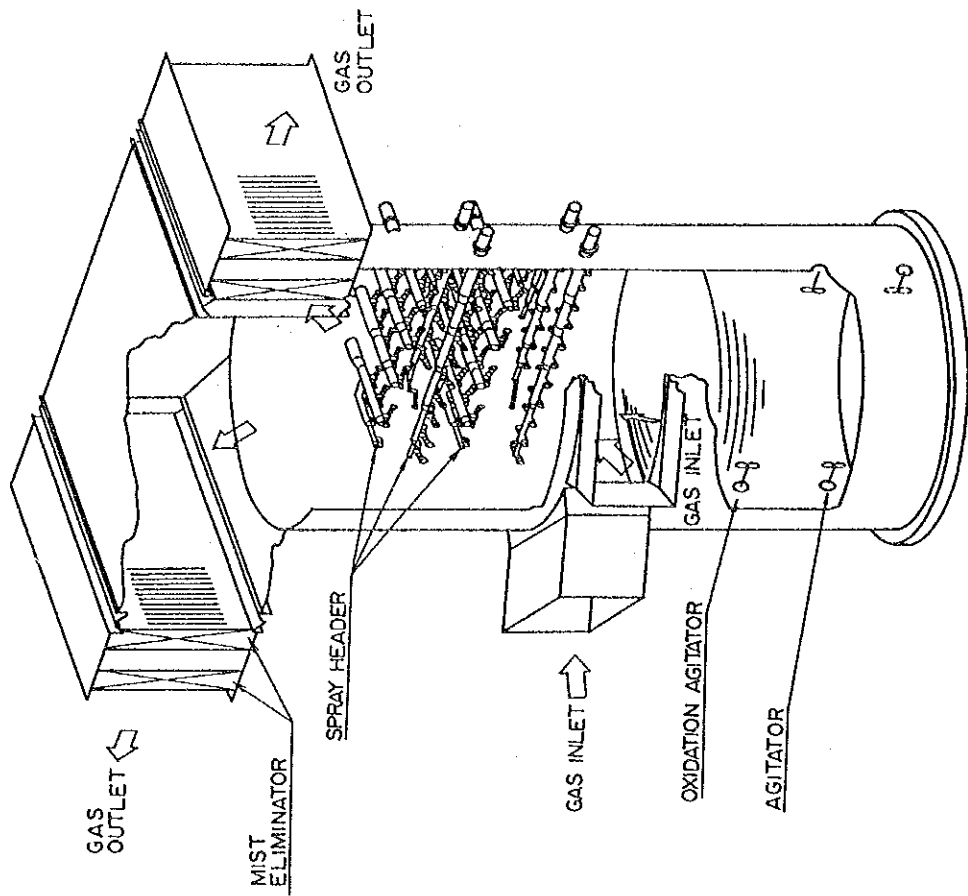
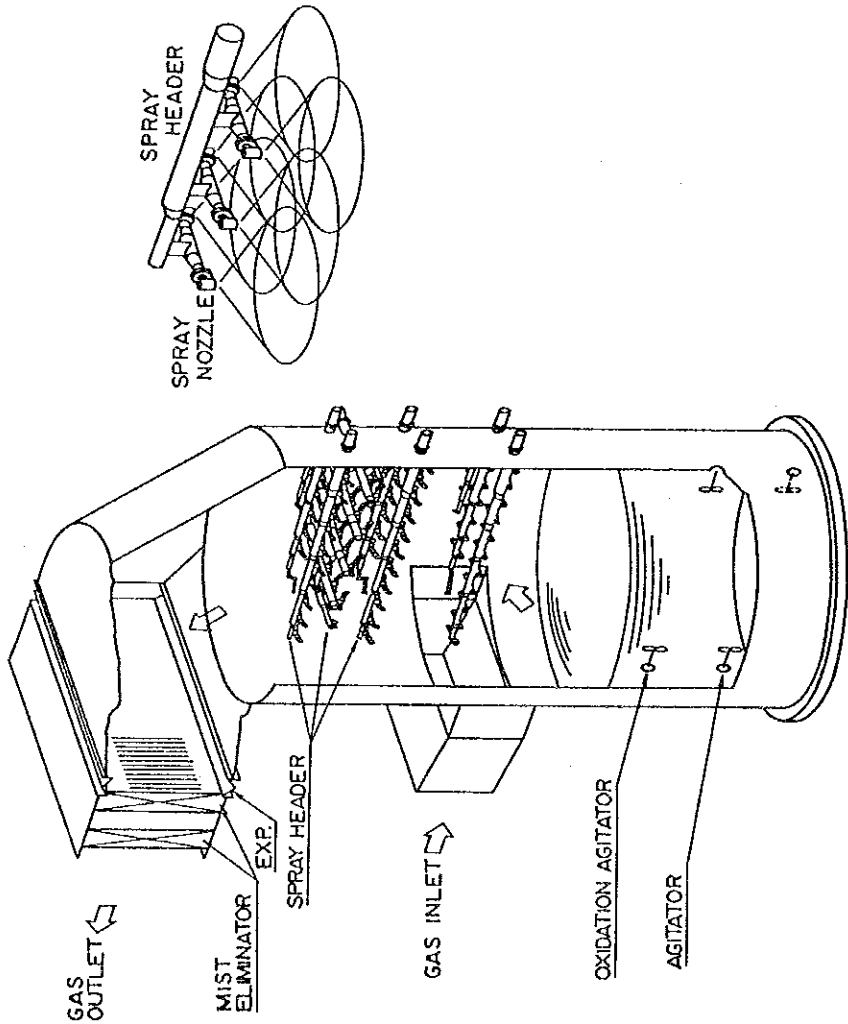


Fig.6.5-3 LINING MATERIAL FOR FGD SYSTEM



PART III



PART II

Fig. 6.5-4 ABSORBER BIRD'S EYE VIEW

6.5.2 通風装置

(1) 通風機位置

脱硫通風機（BUF）は、設置位置によって排ガスによる摩耗、腐食等の条件が異なるため、各位置でBUFに求められる性能、構造が異なってくる。

ガス再加熱装置に再生回転式ガス／ガスヒータ（GGH）を使用する場合、BUFの位置としてFig. 6.5-5 に示すA～D位置の4つのケースが考えられる。

本設計ではガス条件がIDFと同等であり、BUF位置としての実績が多く、信頼の高い“A位置”を採用する。

各位置でのBUFの特徴は以下の通りであり、またTable 6.5-2 にBUFの各位置における比較を示す。

① A 位置

A位置では、ガス温度が高く、実ガス容積が多くなるため、BUFの容量は、A～D位置の中で最大となる。しかしながらBUFの腐食の問題は無く、耐摩耗性について考慮する必要はあるが材質は炭素鋼が使用でき、BUFの位置としては一般的で最も実績が多い。

再生回転式GGHを採用する場合、未処理ガスが処理ガス側へ多少リークする（Fig. 6.5-5 においてaの流れとなる）ため、煙突側への未処理ガスリークは多い。

② B 位置

B位置では、ガス温度がA位置よりも40～50℃程度低くなり、実ガス容積が低下するため、BUFの容量は、A位置よりも小さくなる。

ガス温度が露点に近くなり、ガス中に含まれるSO₃、HCl及びHFが凝縮し、BUFは腐食環境にさらされる。したがって、BUFの材質は高級ステンレス鋼の使用が必要となる。BUFの位置としては、実績が少ない。

再生回転式GGHを採用する場合、処理ガスが未処理ガス側へリークする（Fig. 6.5-5 においてbの流れとなる）ため、煙突側への未処理ガスのリークは少ない。

③ C 位置

C位置では、ガス温度が最も低く（45～50℃）、実ガス容積が最小となるため、

BUFの容量はA～D位置中最小となり、消費電力が最も少ない。一方、ガス温度が低いため、処理ガス中に若干含まれる硫酸ミストによって強い腐食環境となり、BUFの材質は、超高級ステンレス鋼の使用が必要となるため、最も高価となる。

再生回転式GGHを採用する場合のガスリークの挙動は、B位置と同等である。

④ D 位置

ガス温度はB位置と同程度であり、ガス中の腐食性物質はB位置に比べて少ないが、湿度が高いので腐食に対して対策が必要となる。D位置のBUFの実績はいまだ無い。

またD位置では、BUFが最も煙突に近づき、BUFの騒音が煙突から出ることが問題となる。

再生回転式GGHを採用する場合のガスリークの挙動は、A位置と同等である。

(2) 通風機型式

前述の通り、A位置におけるガス条件は、腐食性の雰囲気ではないため、BUF材質にB及びC位置のような特殊材質を使用する必要がなく、遠心式及び軸流式の両方とも採用が可能である。

Table 6.5-3 にBUF型式比較を示す。

遠心式は、構造がシンプルで保守・点検が容易であるが、メルニーク発電所の誘引通風機(IDF)は軸流式が採用されていること、またBUFは排煙脱硫装置の中で最も消費電力の大きい機器であるため、消費電力の低減を考慮し、BUF型式は軸流式とする。

(3) 脱硫通風機仕様

BUFの仕様は、計画処理ガス量に対する余裕と、通風系統の圧力損失に対する余裕を見込んで、以下の通りとする。

[Part II]

- ファン位置 A位置
- 数 量 各ユニット用排煙脱硫装置に1台、計4台
- 型 式 軸流通風機
- 容 量 風 量 13,700m³/min
風 圧 270mmAq
電動機出力 700 kW

[Part III]

- ファン位置 A位置
- 数 量 Part III用排煙脱硫装置に2台
- 型 式 軸流通風機
- 容 量 風 量 34,200m³/min
風 圧 290mmAq
電動機出力 1,570 kW

Table 6.5-2 脱硫道風機の位置比較

	A 位置	B 位置	C 位置	D 位置
ガス温度 (°C)	170 - 190	120 - 160	50 - 60	100
ファン容量 (%)	100 (Base)	90	80	90
腐食	問題なし	SO ₂ , HCl, HFによる腐食に対して対策が必要。	ガス温度が低く、ガス中の硫酸ミストによる腐食に対して対策が必要	ガス中の腐食性物質は、B位置に比べて少ないが、腐食に対して対策が必要。
摩擦	ダスト濃度が高くなければ問題ない。	同 左	吸収塔出口のダスト濃度が低くなるので問題ない。	同 左
ダスト付着	ガス温度が高いので、ほとんど問題ない。	SO ₂ の凝縮によりダストが付着しやすい。	ダスト濃度は低いが、ガス温度が低いため、湿ったダストが付着しやすい。	ダスト濃度が低く、ガス温度が比較的高いので、ほとんど問題ないものと考えられる。
煙突出口での騒音	問題なし	同 左	ほとんど問題なし	大きい
再生回転式GGHでの未処理ガスリーク率 (%)	4.5	1.5	1.5	4.5
ファン主要部材質	炭素鋼	高級ステンレス鋼	超高級ステンレス鋼	高級ステンレス鋼
実績	最も多い	少ない	少ない	—— (日本では採用実績なし)

Table 6.5-3 脱硫通風機の型式比較

	軸流式	遠心式
構造	複雑	シンプル
性能	広範囲で高い効率が得られる。	軸流ファンに比べて部分負荷時の効率が低い。
耐摩耗性	高いダスト濃度の場合、耐摩耗性は遠心式に比べて劣る。	高いダスト濃度の場合、耐摩耗性は、軸流式に比べて優れる。
保守・点検	遠心式に比べ、構造が複雑であり、保守・点検に時間と経験を要す。	構造がシンプルであり、保守・点検が容易
実績	多い	多い
消費電力	少ない	多い

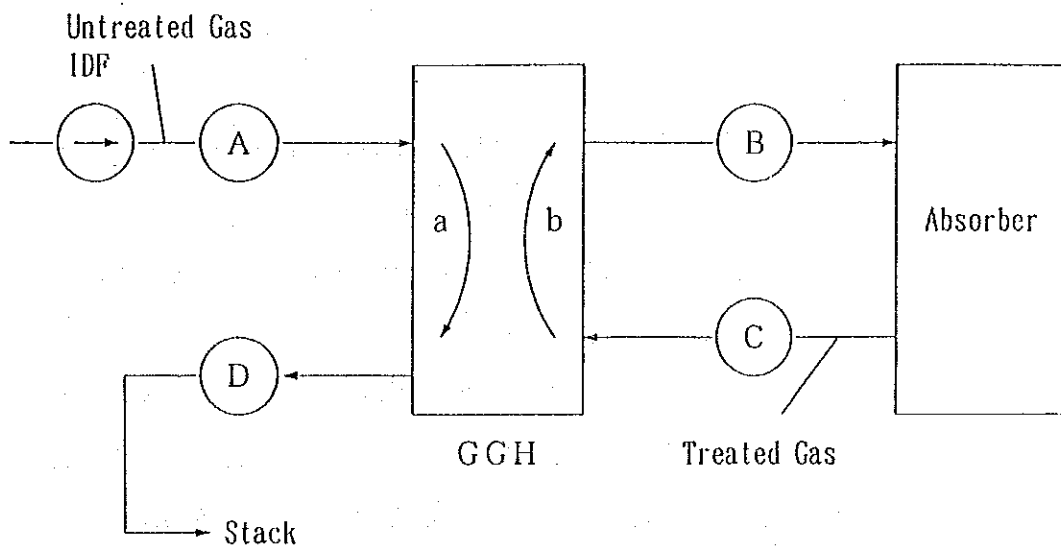


Fig. 6.5-5 Position of BUF and Gas Flow

6.5.3 再加熱装置

(1) 排ガス再加熱の目的

吸収塔で処理されたガスは、以下の理由により、再加熱を行う。

① 煙突及びダクトの腐食防止

吸収塔出口の処理ガスは55℃程度の水分飽和ガスであり、わずかではあるが腐食性のミストを含んでいるので、処理ガスの温度を上昇させ、煙突及びダクトの腐食防止と内面へのスケーリング防止を図る。

② 煙突の排ガス拡散効果の改善

排ガスの昇温によってガス流速と浮力が増加するため、有効煙突高さが高くなり、煙突の排ガス拡散効果が改善される。

(2) 再加熱方式の比較

排ガスの再加熱方式としては以下の方式が主に採用されているが、排煙脱硫装置用の再加熱装置として実績が多く、信頼性に優れ、ランニングコストの安価な再生回転式GGH方式とする。

- ① ガス/ガスヒータ (GGH) 方式 ————

	再生回転式
	ノンリーク式

② アフターバーナー方式

GGH方式では吸収塔入口ガス（高温側）と吸収塔出口ガス（低温側）との間で熱交換が行われ、吸収塔出口ガスが昇温される。

この熱交換で吸収塔入口ガス温度が低下し、吸収塔での蒸発水量が減少するため、吸収塔への補給水量が減少する。

一方、アフターバーナー方式では、吸収塔の後段に設けられたアフターバーナーにおいて、重油等の燃焼を行い、発生した高温ガスにより処理ガスを直接加熱する。吸収塔入口ガス温度がGGH方式に比べ高く、吸収塔での蒸発水量が多くなり、吸収塔への補給水量が多くなる。

Table 6.5-4 に両方式の比較を示す。

GGH方式は、アフターバーナー方式における重油等の燃料が不要であり、また吸収塔への補給水が低減できるため、再加熱方式としてGGH方式を採用するものとする。

GGH方式は、さらに再生回転式とノンリーク式に区分される。

再生回転式では回転するエレメントにより熱交換が行われるのに対し、ノンリーク式はヒートパイプによる熱交換、または熱媒体の循環により熱交換が行われる。

Table 6.5-5 に再生回転式とノンリーク式の比較を示す。

排煙脱硫装置用のGGHとしては、再生回転式が主に使われている。再生回転式は未処理側から処理側へのガス及びばい塵のリークが避けられない構造である。一方、ノンリーク式は、再生回転式のようなガス及びばい塵リークが無いので、排出規制値が非常に厳しい場合に採用されるが、コストは再生回転式にくらべ割高である。

メルニーク発電所に適用されるSO₂規制では、ノンリーク式GGHを採用する必要が無い場合、ここでは経済的で信頼性の高い再生回転式を選定する。

(3) GGHの計画性能

GGH出口処理排ガス温度が高いほど、より効果的なダクト及び煙突の腐食防止と大気中への排ガスの拡散効果が図れるが、反面、より大きなGGHが必要となり、コストが増加する。本計画では、ダクト及び煙突の腐食等の問題を出来るかぎり少なくするため煙突入口排ガス温度を100℃とし、GGH出口排ガス温度は Part IIで90℃、Part IIIで100℃とする。また、メンテナンスの効率を考慮して、熱交換用エレメント、バスケット等は Part II、Part IIIともに同一仕様の計画とする。

Table 6.5-6 にGGHの計画性能とガスバランスを示す。

なお、GGH入口ガス温度は、BUFでの昇温分（4℃）を考慮した値である。

Table 6.5-4 GGHとアフターバーナーの比較

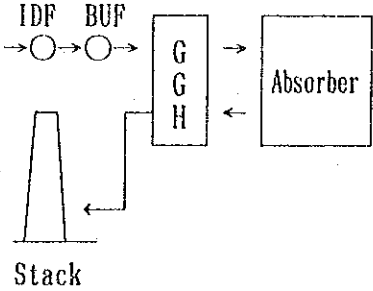
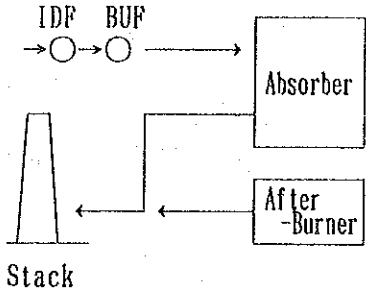
項目 \ 方式	ガス/ガスヒータ (GGH) 方式	アフターバーナー方式
1. 概略系統	 <p style="text-align: center;">Stack</p>	 <p style="text-align: center;">Stack</p>
2. 排ガス再加熱の方法	<p>未処理ガス（高温側）と処理ガス（低温側）との間で熱交換を行い、処理ガスを昇温する。</p>	<p>重油等の燃焼による高温ガスを処理ガスとダクト内で混合し、昇温する。</p>
3. 特徴	<ul style="list-style-type: none"> • 吸収塔への補給水が節減できる。 • 燃料は不要 	<ul style="list-style-type: none"> • 吸収塔への補給水量が多い。 • 燃料として低S分油が必要 • アフターバーナーの失火によるトラブルが生じやすく、運転に注意が必要
4. 実績	<p style="text-align: center;">多 い</p> <p>最近のプラントではほとんどがGGH方式を採用</p>	<p style="text-align: center;">少 ない</p>

Table 6.5-5 再生回転式GGHとノンリーク式GGHの比較

	再生回転式GGH	ノンリーク式GGH	
		分離型ヒートパイプ式	熱媒体循環式
1. メカニズム	伝熱エレメントの回転により熱交換を行う。	ヒートパイプにより熱交換を行う。(自然循環)	熱媒体をポンプにより強制循環し、熱交換を行う。
2. 未処理側から処理側へのリーク	有	無	無
3. 動力源	必要	不要	必要
4. 停止時の腐食防止対策	不要	必要	必要
5. コスト	ベース	高い	高い
6. 実績	非常に多い • ほとんどの脱硫装置が再生回転式GGHを使用	非常に少ない	非常に少ない

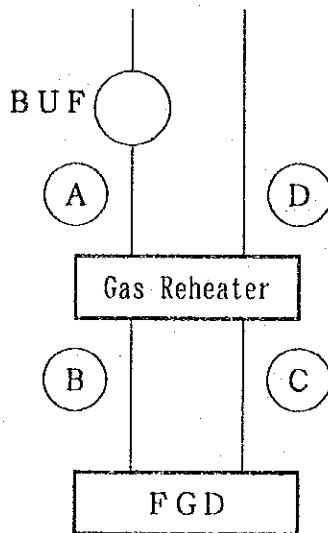
Table 6.5-6 GAS REHEATER PERFORMANCE DATA

[Part II]

Item	Location			
	A	B	C	D
1. Gas Flow Rate (Wet) (m ³ N/h)	416,800	406,800	439,900	449,900
2. Gas Temp. (°C)	190	158	57	90

[Part III]

Item	Location			
	A	B	C	D
1. Gas Flow Rate (Wet) (m ³ N/h)	2,206,000	2,152,000	2,282,000	2,336,000
2. Gas Temp. (°C)	170	126	55	100



6.5.4 吸収剤前処理・貯蔵・供給装置

湿式石灰石石膏法の吸収剤としては、細かな粉状の石灰石が用いられる。したがって、吸収剤前処理・貯蔵供給装置は要求される粉体の性状を考慮して、粉体化のためのミルを含め最適な設計をする必要がある。また、石灰石の反応性も排煙脱硫装置の設計上重要な項目である。

これらの事項を考慮し、吸収剤前処理・貯蔵供給装置は下記の設計とする。

(1) 石灰石の性状と受入方法

石灰石の性状は、現地調査で入手した使用可能な石灰石の仕様、及び日本において排煙脱硫装置の設計に使用されている値を考慮し、以下の通りとする。

- ・石灰石純度 CaCO_3 96%以上 (チェッコ・スロヴァキアスタンダードで「ランクⅢ」のものを使用)
- ・石灰石粒度 22.5~80mm

また、上記の性状を満たす塊状の石灰石がメルニーク発電所近くのチルビ・スガ・鉱山から入手が可能であるため、石灰石は塊状のものを貨車で受入れるものとする。

(2) 排煙脱硫装置での石灰石消費量

排煙脱硫装置1基当りの石灰石消費量は概略以下の通りとなる。

石灰石消費量 : Part II

2.33 t/h (110MW定格時)

9.32 t/h (4基合計)

: Part III

12.44 t/h (500MW定格時)

(3) 装置の構成および容量

受入れた石灰石は、石灰石貯蔵庫に貯蔵される。石灰石貯蔵庫には払出しのためのフィーダーを設け、クラッシャー・ミル室へ供給される構造とする。

Fig. 6.5-6 に石灰石前処理フローダイヤグラムを示す。

クラッシャーは常用1台、予備1台の計2台、ミルは常用2台、予備1台の計3台を設置し、Part II、Part III共通の運用とする。

クラッシャーで粗粉碎された石灰石は、湿式ミルで微粉碎された後、ハイドロサイクロンで分級される。ここで、オーバーサイズのはミルにフィードバックされた後、30%濃度の石灰石スラリーとしてスラリータンクに供給される。

石灰石スラリーは、スラリータンク内で濃度を20%に調整された後、吸収剤として吸収塔へ送られる。

石灰石貯蔵庫は、各排煙脱硫装置共通で1基設け、貯蔵容量は事故等で受入れ不能な場合を考慮して、7日分(3,700 t 容量)とする。

(4) 石灰石微粉碎装置仕様

[クラッシャー]

- 型式：ハンマー・クラッシャー
- 数量：2台
- 容量：24.0 t/h/1台
- 処理粒度：粒径20.0mm以下

[ミル]

- 型式：湿式チューブミル
- 数量：3台
- 容量：13.7 t/h/1台
- 処理粒度：325メッシュ 95%パス(粒径43 μ m以下)

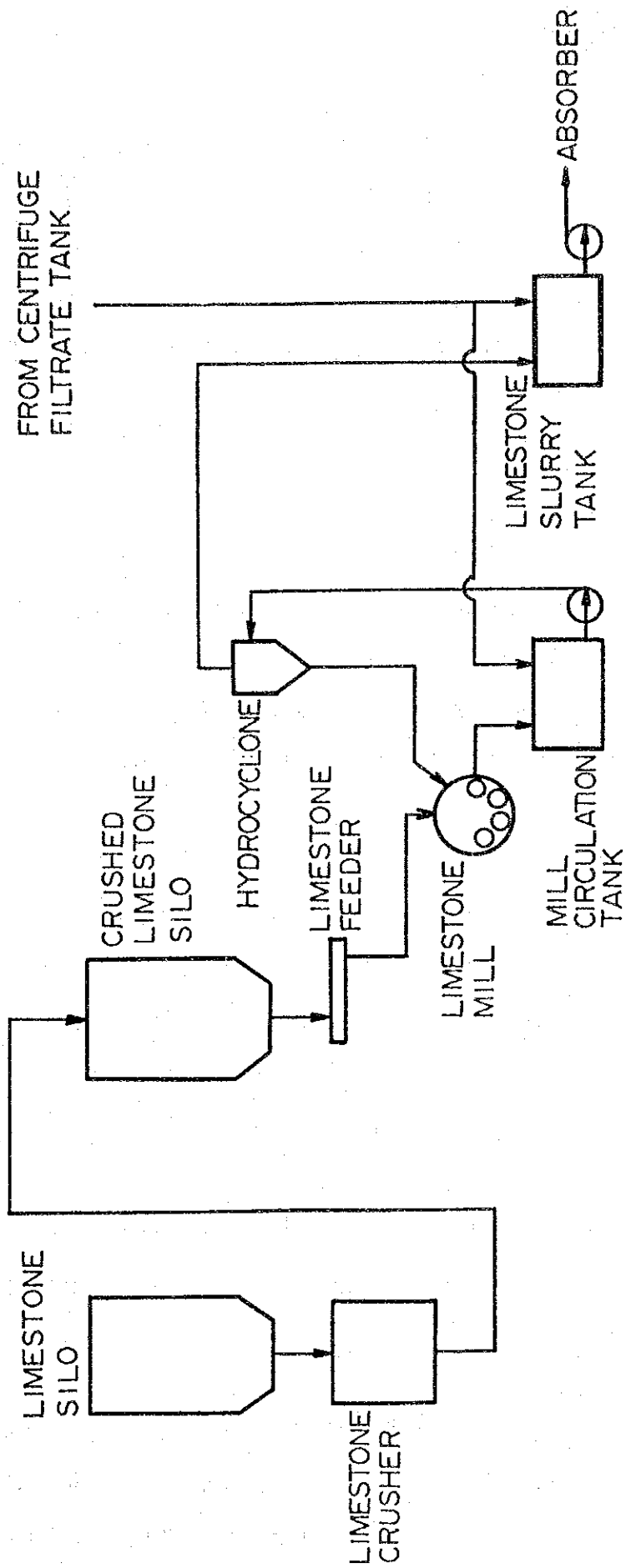


Fig. 6.5-6 FLOW DIAGRAM OF LIMESTONE PRE-TREATMENT SYSTEM

6. 5. 5 副生品処理設備

(1) 副生品処理方法

石膏はPart II, Part IIIともに同一品位であることから、共通の石膏サイロ 2 基に 6,000トﾝ分保管されるものとし、その内、年間 100,000トﾝ（10%含水石膏）に相当する分（38トﾝ/hで約110日相当分）については、隣接して計画している石膏ボード工場にベルトコンベアにより払出しされる。

なお、残余分については、順次貨車輸送にて廃炭鉱に用意された副生品廃棄場に投棄され、硬化物として固定される。

(2) 副生品のストレージ方法

Part IIIの定期点検に当たる年は年間の石膏発生量が極端に落ち、石炭中S分が1.3%を下回る場合には、年間売却量が計画値を下回ることになるため、石膏ボード工場側で予備石膏倉庫を用意するものとして計画する。

したがって、発電所サイトに設置される石膏サイロは、貨車輸送による払出しの裕度のみを見込み6,000トﾝ相当分（3,000トﾝ×2基）として計画する。

(3) 装置の構成および容量

吸収塔から抽出された石膏スラリーは、遠心分離器によって水分濃度10%まで濃縮される。遠心分離器で分離された水はプロセス水として回収され、石灰石の溶解と吸収塔への補給水として再使用される。このブロー水中の塩素濃度が10,000mg/lを超えた場合は、プロセスブロー水と混合され、排水処理設備に送られる。

また、濃縮された石膏は、発電所構内の石膏サイロに一時保管され、必要に応じて払出しされる。

副生品処理設備は、同一建屋内に Part II, Part III 共通に設置し、遠心分離器は Part II, Part III 各々の専用設備として、スタンバイを1基ずつ設置するものとする。

(4) 副生品捨場

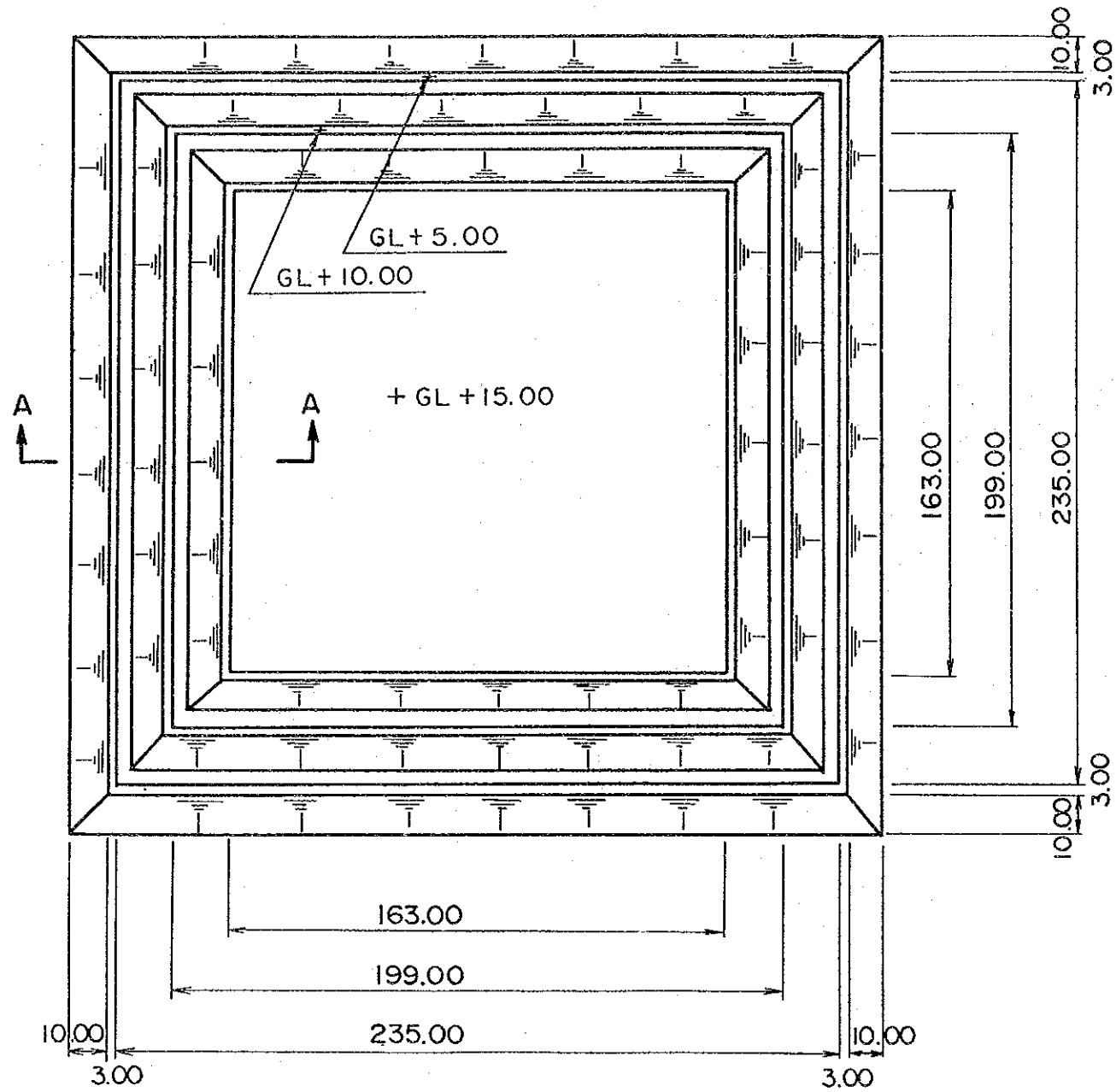
副生品捨場には降雨・降雪等により塩素成分が地中へ浸透することを防ぐため、捨場底面および側面に遮水シートを敷くものとする。なお、遮水シートの材質は塩化ビニール、合成ゴム、ポリエチレン等が考えられるが耐久性、施工性を考慮し、高密度

ポリエチレンシート（厚さ1.5mm）とする。

廃棄する副生品の量は年間で約 4.4万 m^3 であるので、捨場容量は12.5年分で約55万 m^3 必要となる。また、その高さを15mとすると捨場必要面積は約 5.5万 m^2 （235m×235m）となる。

Fig. 6.5-7 に副生品捨場の概念図を示す。

PLAN



SECTION A-A

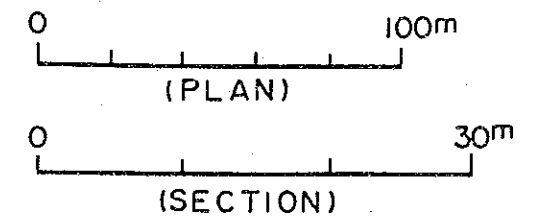
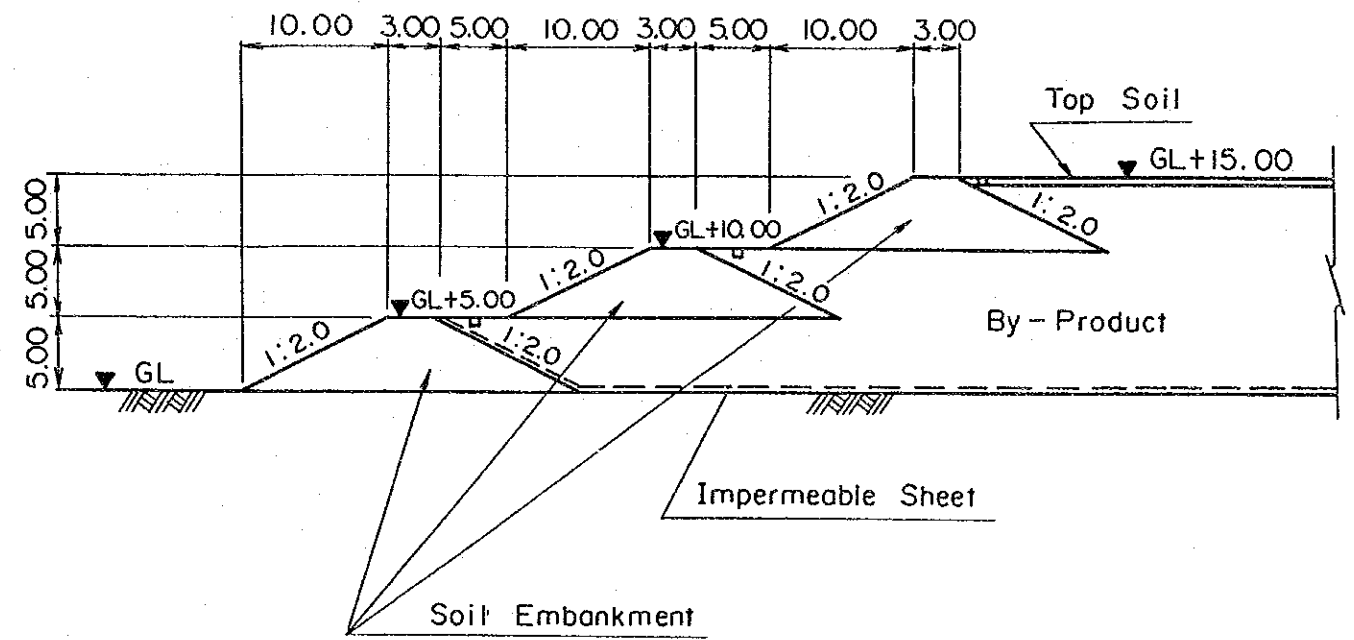


Fig. 6.5 - 7 BY-PRODUCT DISPOSAL AREA

6.5.6 排水処理システム

吸収塔内部の塩素濃度を一定値以下（10,000ppm 以下）とするために、連続的もしくは間欠的に実施するプロセス水からの排水フローは排水処理設備に送られる。

全排水量は、Part IIが $0.7\text{t/h} \times 4\text{Units} = 2.8\text{t/h}$ 、

Part IIIが 3.5t/h

の合計 6.3t/h であるが、余裕を見て、 9.0t/h の処理容量とする。

排水処理設備には、凝集沈澱法を採用し、河川水質に影響を与える重金属類については、河川水質基準以下に処理するものとする。また、塩素分についてはタービン冷却水と混合放流されるため、放水口での塩素分の濃度は、最高でも 30mg/l 以下となり、河川水質基準を十分に達成できるものである。

排水処理装置で凝集沈澱・分離された重金属を含むスラッジは、貯炭場または送炭コンベアの途中で石炭と混合し、ボイラにて焼却処分するものとする。これらの不純物は、一部は脱硫装置まで再び到達するが、大部分は電気集塵器でフライアッシュとして捕獲されることになり、脱硫プロセス系内での濃縮はおこらない。

Fig. 6.5-8 に排水処理装置のフロー図を示す。

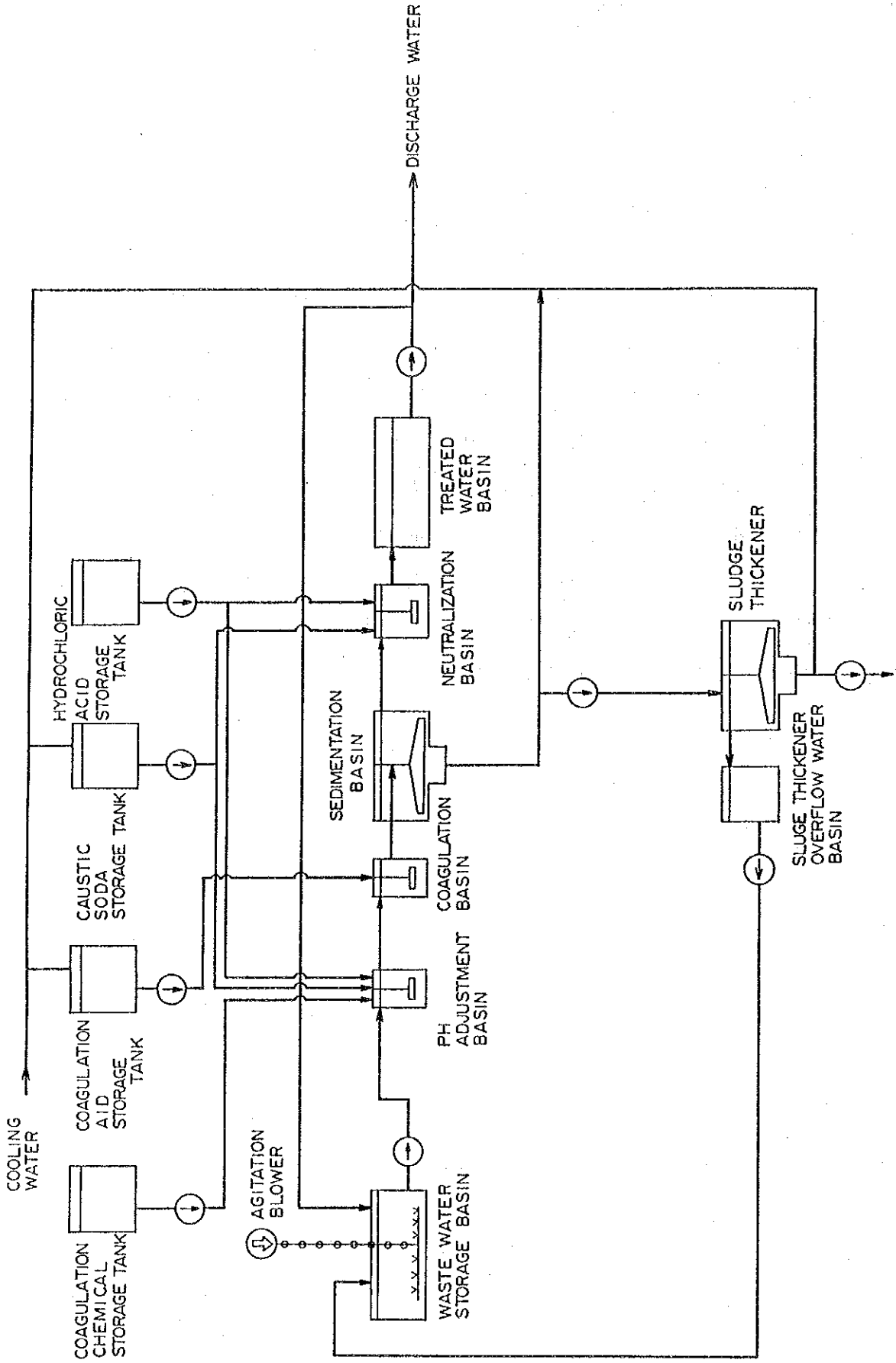


Fig.6.5-8 FLOW DIAGRAM OF WASTE WATER TREATMENT

6.5.7 取水・用水設備

排煙脱硫装置の用水としては、吸収塔への補給水、石灰石スラリー用水等のプロセス水等が必要である。これらの脱硫用水は、排煙脱硫装置用の取水・用水設備を新たに設け全てラーベ川から取水して使用する計画とする。

(1) 排煙脱硫装置の必要水量

排煙脱硫装置 1 基当りの必要水量は、脱硫プロセス水として、以下の分量が必要となる。

- ・ 252 t/h (マテリアルバランスより設定)

Part II 127 t/h (4 Unit 合計)

Part III 125 t/h

なお、補機類の冷却は、脱硫通風機本体軸受等の回転機器の軸冷却を含め、全ての範囲で空冷システムを採用するものとし、冷却水は使用しないシステム構成とした。

(2) 脱硫用水の取水箇所

ラーベ川の水質は Table 4.3-8 に示すように、取水路側と放水路側の水質に大きな差がなく、どちらから取水しても水質の点からは問題ないが、脱硫用水の取水によって、発電プラントの運転に支障を来さぬよう、Part II の復水器冷却水放水路側より取水するものとする。

Fig. 6.5-11 に取水ポンプ室の位置を示す。

(3) 機器構成

取水ポンプはPart II およびPart III の排煙脱硫装置に対し、各々常用 1 台、予備 1 台とする。

用水は、復水器冷却後の水であるので、比較的きれいであるが、固形物、浮遊物除去のためのオートストレーナ (20 mesh 程度) を設ける。オートストレーナは、メンテナンスを考慮して 2 系列とし、取水箇所のポンプステーションは、凍結防止のため屋内設置とする。ポンプステーションより排煙脱硫装置までの配管は 1 系統とし、その後、各排煙脱硫装置へ分岐するものとする。

Fig. 6.5-9 に用水系統を示す。

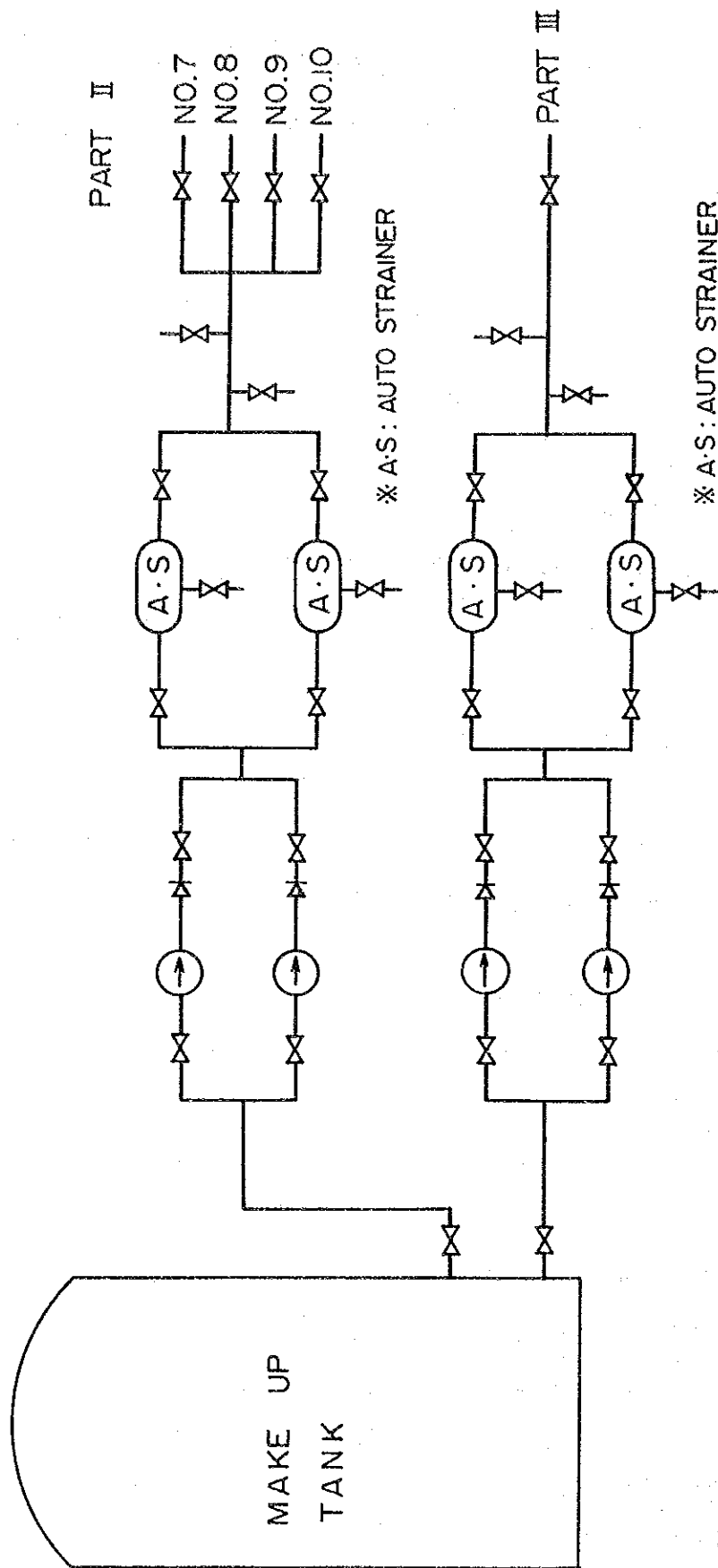


Fig.6.5-9 FLOW DIAGRAM OF RAW WATER SYSTEM

6.5.8 空気供給設備

排煙脱硫装置の空気としては、以下のものが必要である。

- ・酸化用空気
- ・制御用空気
- ・シール用空気

各空気源は既設設備の改造箇所を少なくすること、及び発電設備の停止を考慮し発電プラントとは独立した系統とし、設備の計画を行う。

(1) 酸化用空気供給設備

吸収塔下部の循環タンク内で酸化を行うために必要な酸化空気量は、

- ・ Part II : $7,880\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ (1基あたり $1,970\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$)
- ・ Part III : $10,600\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$

である。

酸化空気用ブロワは、比較的大型の装置であるため、Part IIの場合、7,8号機と9,10号機の脱硫装置設置時期の相違を考慮して、脱硫装置2基に1台の設備容量として、常用2台予備1台の計3台を設置する。

また、Part IIIには常用1台予備1台の計2台を設置する。

酸化空気用ブロワの仕様は、必要空気量と圧力を考慮して、

- ・ Part II : $22\text{m}^3/\text{min}$, $0.6\text{kg}/\text{cm}^2\text{-g}$ × 3基
- ・ Part III : $220\text{m}^3/\text{min}$, $0.6\text{kg}/\text{cm}^2\text{-g}$ × 2基

とする。

(2) 制御用空気供給設備

排煙脱硫装置に必要な制御空気量は、概略以下の通りとなる。

- ・ Part II : $100\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$ (1基あたり $25\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$)
- ・ Part III : $150\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$

制御用空気設備も酸化用空気供給設備と同様、比較的大型の設備であることから、Part IIの場合、7,8号機と9,10号機の脱硫装置設置時期の相違を考慮して、脱硫装置2基に1台の設備容量として、常用2台予備1台の計3台を設置する。

また、Part IIIには常用1台予備1台の計2台を設置する。

酸化空気用ブロワの仕様は、必要空気量と圧力を考慮して、

- ・ Part II : $50\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$, $7\text{kg}/\text{cm}^2\text{-g}$ × 3基
- ・ Part III : $150\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$, $7\text{kg}/\text{cm}^2\text{-g}$ × 2基

とする。

(3) シール用空気供給設備

上記の空気供給設備の他、GGH及びダンパおよびBUFの軸、GGHのストロブ
ロワのシール用空気源としてシール空気ファンを設けるものとする。

シール用空気ファンの仕様は、必要空気量と圧力を考慮して、

- ・ Part II : $152\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$, 600 mmAq × 1基
- ・ Part III : $122\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$, 600 mmAq × 1基

とする。

6.5.9 電気設備

電気設備については経済性、信頼性、運用性の観点より検討し、Fig. 6.5-10「One Line Diagram」に示す電源系統とした。

(1) 電源の取出し及び供給方法

電源の取出は既設の Part II 主変圧器 2 次側の 110kV 母線より取出し、遮断器を介し、35MVA の脱硫用変圧器 2 台にて受け、各排煙脱硫装置に供給する。脱硫用変圧器は、変圧器のメンテナンス及び変圧器の不慮の事故等を考慮し、1 台にて Part II, Part III の全ユニット補機電源を供給し得る容量とした。

電気室までの供給方法は、Fig. 6.5-11 に示す通り地下にケーブルピットを敷設し、電気・制御室に隣接して設置した脱硫用トランスを介して、電気室の各メタルクラッド（以下「M/C」という）に供給する。

(2) 単線結線図

M/C 母線は運用性を考慮し、Part III 用 M/C、Part II の 7, 8 号機用 M/C および 9, 10 号機用 M/C と 3 分割した。尚、Part II の 7, 8 号機用 M/C と 9, 10 号機用 M/C は、通常運転時は連絡されている。さらに、各 M/C 母線は遮断器にて連絡し、各々バックアップ出来る様に母線連絡を設けた。

また以下のメルニーク発電所での適用基準に併せ、不明の点については日本での一般的な基準も考慮した。

① 定格電源電圧	M/C 6.3kV,	P/C 415V,	MCC 415V
② 定格補機電圧	M/C 6.0kV,	P/C 400V,	MCC 400V
③ 補機容量区分	M/C 200kW 以上		
	P/C 75kW 以上	200kW 未満	
	MCC 75kW 未満		

以上の各補機容量、パワーセンター（以下「P/C」という）動力変圧器容量、バッテリー容量、及び各遮断器容量等については詳細設計時に見直すものとする。

(3) 脱硫用変圧器容量

脱硫用変圧器の容量は Part II 及び Part III の全補機の容量を算定し、それらの合計及び変圧器容量裕度等を考慮して35MVAとした。

(4) 遮断容量、電圧降下の確認

本電源系統のM/Cにおける事故時の短絡電流及び大型補機起動時の電圧降下を確認し、設計上適正なシステムであることを確認する。

① 短絡電流の確認

脱硫変圧器1台にてPart II およびPart III の全補機電源を供給している状態を想定し、M/C受電遮断器（図中A点）及びフィーダー遮断器（図中B点）における遮断電流を計算する。Table 6.5-7 に計算式を示すが、計算に当たっては以下の条件を考慮する。

- a) 脱硫用変圧器の%インピーダンスを10%とする。
- b) 開閉所側のインピーダンスは無視する。
- c) モータ負荷容量は全定格負荷の90%とする。
- d) モータコントリビューションインピーダンスは25%とする。

② 電圧降下の確認

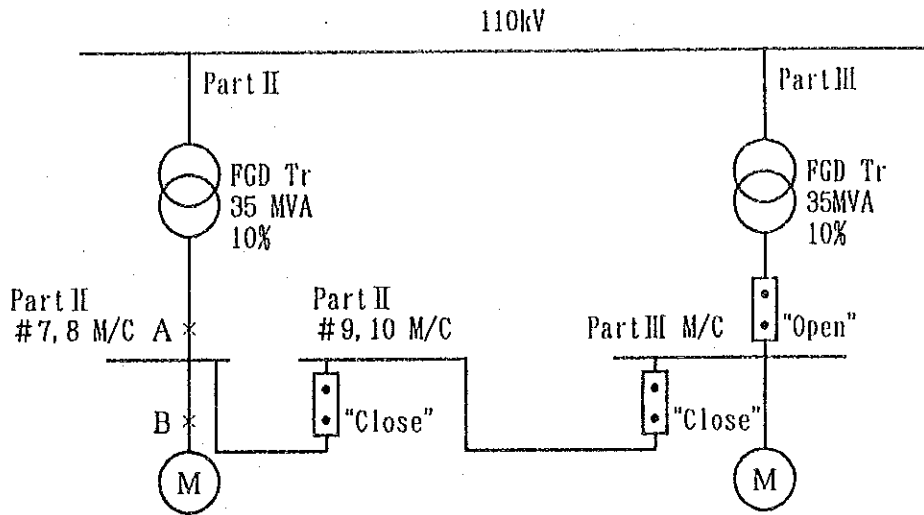
メタクラ最大補機（BUF Part III）起動時の母線の電圧降下を確認する。
計算は Table 6.5-8 に示す公式にて行う。

この計算によると、最大補機であるBUFを起動したときのメタクラ母線の電圧降下は9.9%となり、通常使用される基準値(15%) をクリアしている。

(5) 電気設備レイアウト

Fig. 6.5-11 に電源の取り出し点、脱硫用変圧器の位置、電気室位置、及びケーブルルートを示す。また Fig. 6.5-14 に電気室、制御室の盤配置図を示す。

Table 6.5-7 Calculation for the Confirmation of Short-Circuit Current



Fault current at Point A

$$\frac{35 \text{ MVA} \times 100}{\sqrt{3} \times 6.3 \text{ kV} \times 10\%} = 32.0 \text{ kA} \dots \dots \dots (i)$$

Fault current at Point B

(Fault current at Point B)

= (Fault current at Point A) + (Current due to motor contribution)

With 10% redundancy of Transformer and motor load factor of 90% is assumed, motor contribution is;

$$\frac{35 \text{ MVA}}{(1+0.1)} \times 0.9 = 28.6 \text{ MVA}$$

Thus I_M is;

$$\frac{28.6 \text{ MVA} \times 100}{\sqrt{3} \times 6.3 \text{ kV} \times 25\%} = 10.5 \text{ kA}$$

Thus, the fault current at Point B is;

$$\begin{aligned} I_B &= I_A + I_M \\ &= 32.0 \text{ kA} + 10.5 \text{ kA} \\ &= 42.5 \text{ kA} \end{aligned}$$

Result (ii) is above 40 kA, the additional 63 kA interrupting metal-clad switchgears should be installed.

Table 6.5-8 Calculation for the Confirmation of Voltage Drop

The voltage drop of the metal-clad busbar at the start of BUF, the largest auxiliary equipment is calculated for confirmation. Calculation is made by using a formula given below.

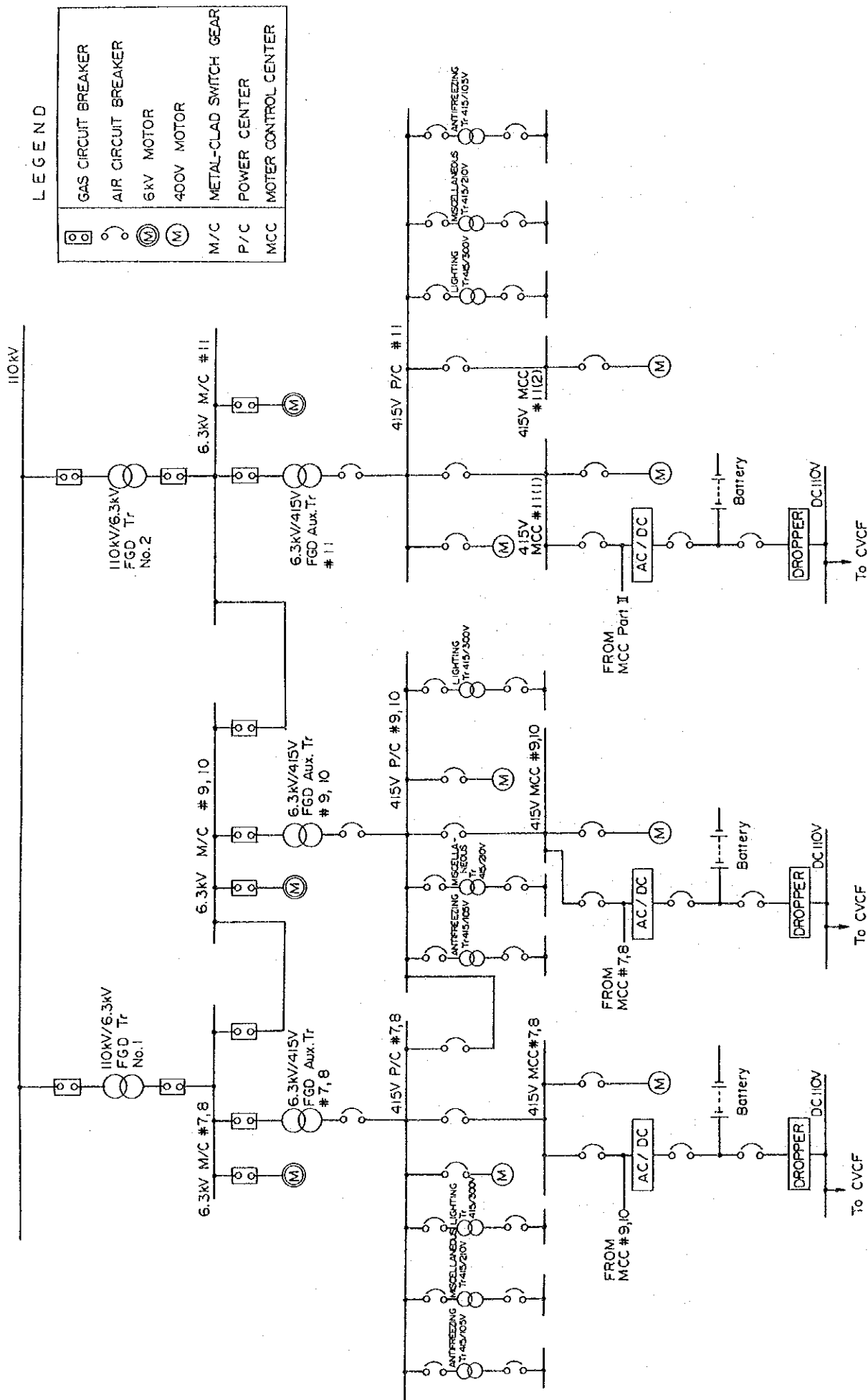
[Calculation]

$$\varepsilon = \frac{\%Z}{H} \left[\frac{R}{X} \left\{ \left(H - \frac{P}{y \cos \phi} \right) \cos \phi'' + \frac{P}{y \cos \phi} K \cdot \cos \phi' \right\} + \left\{ \left(H - \frac{P}{y \cos \phi} \right) \sin \phi'' + \frac{P}{y \cos \phi} K \cdot \sin \phi' \right\} \right]$$

- ε : Voltage drop (%)
- H : Transformer capacity (MVA)
- $\cos \phi'$: Power factor at starting the equipment largest in capacity (BUF), which is assumed to be 0.15
- $\cos \phi''$: Mean power factor of other equipment, which is assumed to be 0.85
- %Z : Transformer impedance, which is assumed to be 10 (%)
- R/X : R-to-X ratio of transformer, which is assumed to be 0.1
- P : Power of the equipment largest in capacity = 1.9 kW (BUF)
- $y \cos \phi$: Efficiency \times power factor of the equipment largest in capacity (BUF), which is assumed to be 0.85
- K : Ratio of rated current to starting current of the equipment largest in capacity (BUF), which is assumed to be 6.5

The voltage drop is thus calculated as follows:

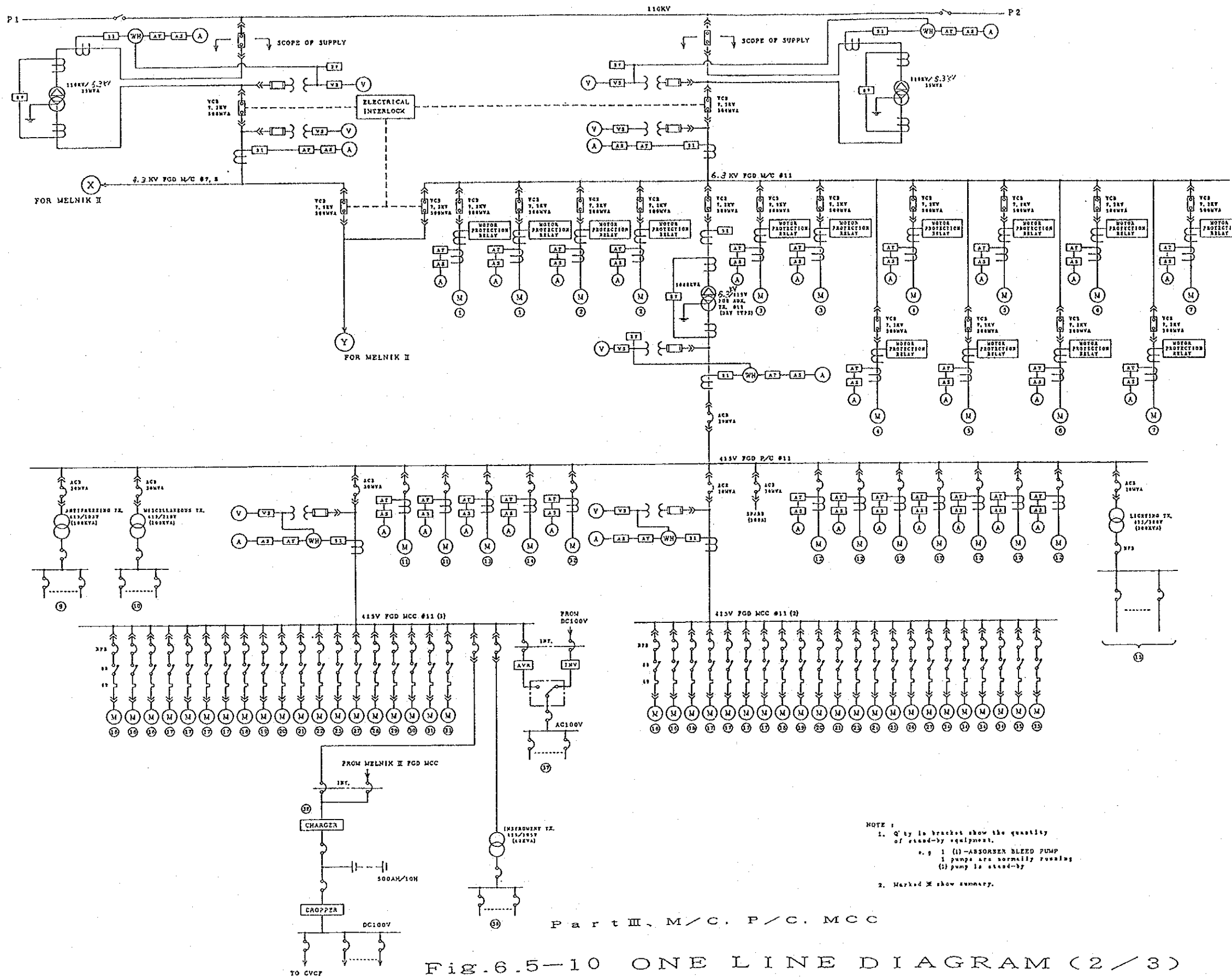
$$\begin{aligned} \varepsilon &= \frac{10}{35} \left[0.1 \times \left\{ \left(35 - \frac{1.9}{0.85} \right) \times 0.85 + \frac{1.9}{0.85} \times 6.5 \times 0.15 \right\} + \right. \\ &\quad \left. \left\{ 35 - \frac{1.9}{0.85} \times 0.53 + \frac{1.9}{0.85} \times 6.5 \times 0.99 \right\} \right] \\ &= 9.9 (\%) \end{aligned}$$



LEGEND

	GAS CIRCUIT BREAKER
	AIR CIRCUIT BREAKER
	6KV MOTOR
	400V MOTOR
	METAL-CLAD SWITCH GEAR
	POWER CENTER
	MOTOR CONTROL CENTER

Fig. 6.5-10 ONE LINE DIAGRAM (1/3)

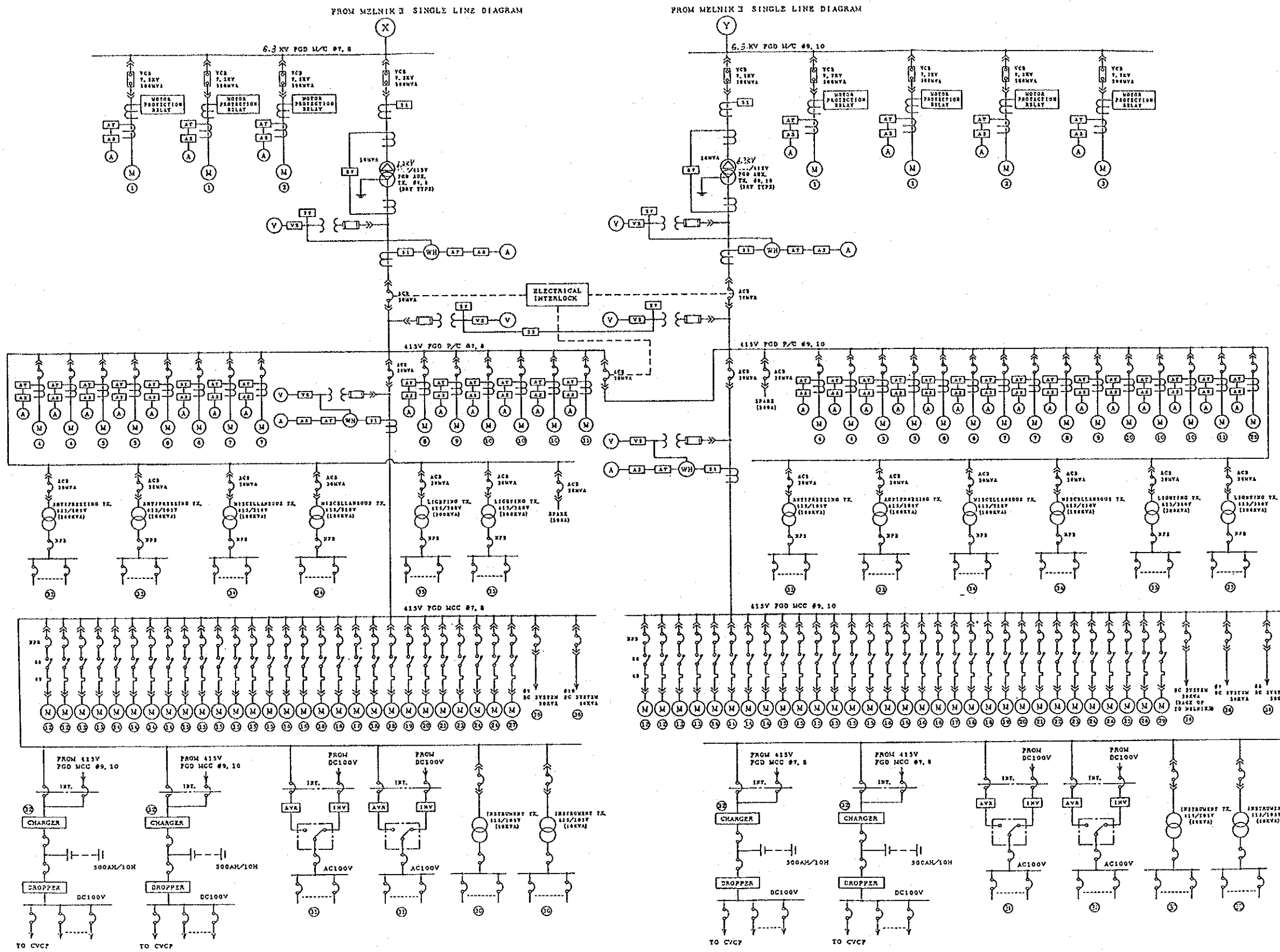


NO.	SERVICE	Q'TY	VOLTAGE (M)
1	BOOST UP FAN	2	6000
2	ABSORBER RECIRCULATION PUMP (1ST)	2	6000
3	ABSORBER RECIRCULATION PUMP (2ND)	2	6000
4	ABSORBER RECIRCULATION PUMP (3RD)	2	6000
5	ABSORBER RECIRCULATION PUMP (4TH)	2	6000
6	OXIDATION AIR BLOWER	1 (1)	6000
7	BALL MILL (SET IS COMMON)	1 (1)	6000
8			
9	ANTIFREEZING	1	400
10	MISCELLANEOUS	1	400
11	AIR COMPRESSOR	1 (1)	400
12	CENTRIFUGE	6 (1)	400
13	RECLAIMER (COMMON FOR MELNIK II & I)	1	400
14	SLURRY HOLDING TANK AGITATOR	1	400
15	LIGHTING	1	400
16	ABSORBER AGITATOR	6	400
17	OXIDATION AGITATOR	8	400
18	ABSORBER BLEED PUMP	1 (1)	400
19	GAS GAS HEATER	2	400
20	SEALING AIR FAN	2	400
21	MAKE-UP WATER PUMP	1 (1)	400
22	ABSORBER AREA DRAINPIT PUMP	1	400
23	ABSORBER AREA DRAINPIT AGITATOR	1	400
24	SLURRY HOLDING TANK TRANSFER PUMP	1	400
25	CENTRIFUGE FILTRATE PUMP	1 (1)	400
26	CENTRIFUGE FILTRATE TANK AGITATOR	1	400
27	BLOW DOWN PUMP	1 (1)	400
28	BLOW DOWN TANK AGITATOR	1	400
29	LIMESTONE FEEDER	1	400
30	LIMESTONE SLURRY TANK AGITATOR	1	400
31	LIMESTONE STORAGE	1	400
32	LIMESTONE CRUSHING	1	400
33	LIMESTONE UNLOADING	1	400
34	GYPSON CONVEYOR (1)	4	400
35	GYPSON CONVEYOR (2) (COMMON FOR MELNIK II & I)	2	400
36	INSTRUMENT	1	400
37	CVCT	1	400
38	CHARGER	1	400

NOTE :
 1. Q'ty in bracket show the quantity of stand-by equipment.
 e.g 1 (1)-ABSORBER BLEED PUMP
 1 pump is normally running
 (1) pump is stand-by
 2. Marked * show summary.

Part III, M/C, P/C, MCC

Fig.6.5-10 ONE LINE DIAGRAM (2 / 3)



NO.	SERVICE	Q'TY	VOLTAGE (V)
1	BOOST UP FAN	4	6000
2	OXIDATION AIR BLOWER	1 (1)	6000
3	BALL MILL	1	6000
4	ABSORBER RECIRCULATION PUMP (1ST)	4	400
5	ABSORBER RECIRCULATION PUMP (2ND)	4	400
6	ABSORBER RECIRCULATION PUMP (3RD)	4	400
7	ABSORBER RECIRCULATION PUMP (4TH)	4	400
8	SLURRY HOLDING TANK AGITATOR	1 (1)	400
9	SLURRY HOLDING TANK TRANSFER PUMP	1 (1)	400
10	CENTRIFUGE	5 (1)	400
11	AIR COMPRESSOR	1 (1)	400
12	GAS GAS HEATER	4	400
13	SEALING AIR FAN	4	400
14	ABSORBER AGITATOR	8	400
15	OXIDATION AGITATOR	12	400
16	ABSORBER BLEED PUMP	4 (4)	400
17	ABSORBER AREA DRAIN/PIT AGITATOR	2	400
18	ABSORBER AREA DRAIN/PIT PUMP	4	400
19	MAKE-UP WATER PUMP	1 (1)	400
20	CENTRIFUGE FILTRATE TANK AGITATOR	1 (1)	400
21	CENTRIFUGE FILTRATE PUMP	1 (1)	400
22	BLOW DOWN TANK AGITATOR	1	400
23	BLOW DOWN PUMP	1 (1)	400
24	GYPSEM CONVEYOR (1)	4	400
25	LIMESTONE FEEDER	1	400
26	LIMESTONE STORAGE	1	400
27	LIMESTONE SLURRY TANK AGITATOR	1	400
28	LIMESTONE CRUSHING	1	400
29	LIMESTONE UNLOADING	1	400
30	INSTRUMENTATION DISTRIBUTION BOARD	4	400
31	CVCF	4	400
32	CHARGER	4	400
33	ANTIFREEZING	4	400
34	MISCELLANEOUS	4	400
35	LIGHTING	4	400
36	DC SYSTEM BACK UP	5	400

Part II, M/C, P/C, MCC

Fig.6.5-10 ONE LINE DIAGRAM (3 / 3)

NOTE:
 1. Q'ty in bracket show the quantity of stand-by equipment.
 a. 1 (1) - MAKE-UP WATER PUMP 1 pump are normally running 1 pump is stand-by
 2. Marked M show summary.

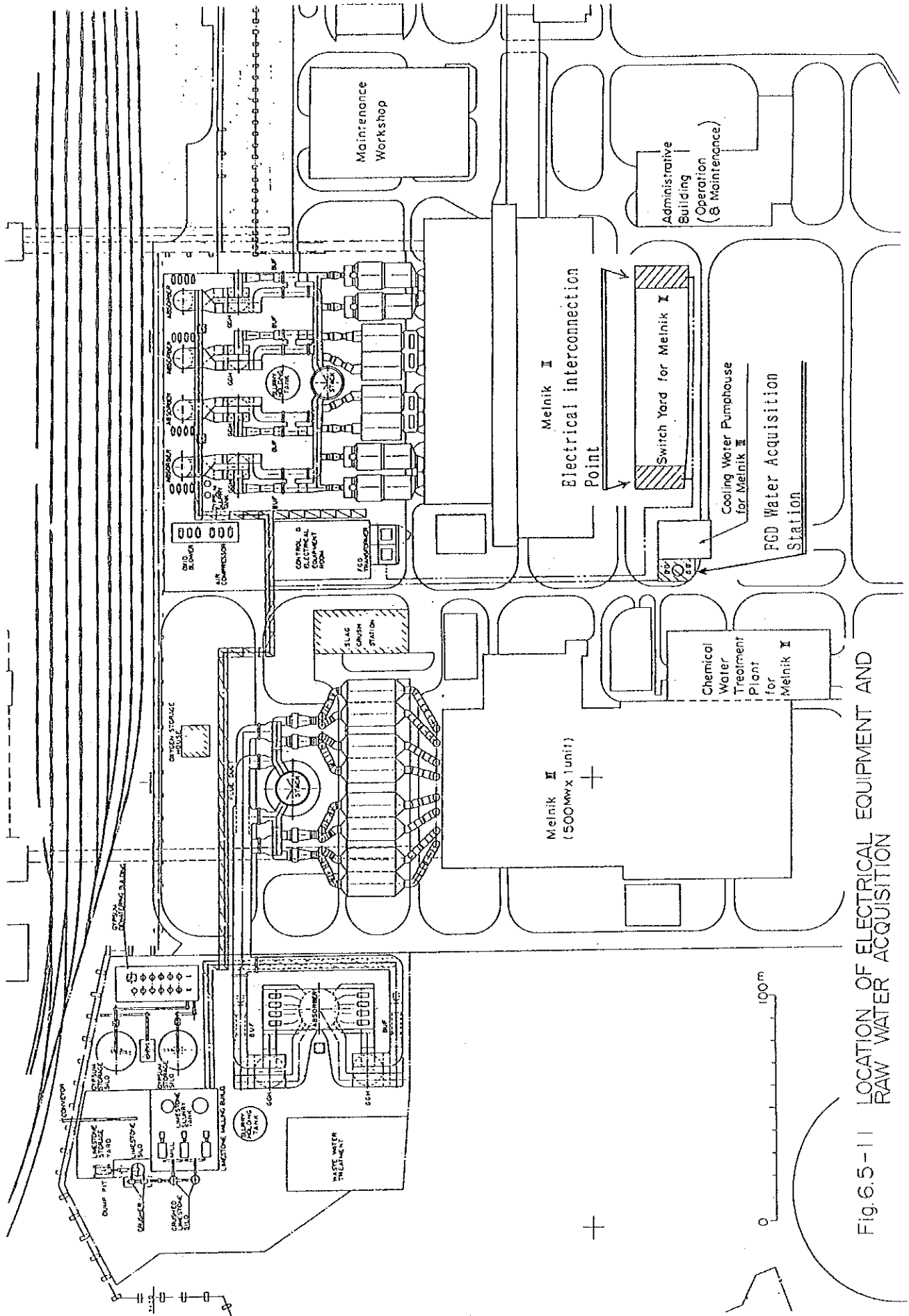


Fig.6.5-11 LOCATION OF ELECTRICAL EQUIPMENT AND RAW WATER ACQUISITION

6.5.10 制御装置

制御装置の最近における進歩は目覚ましく、それに伴い発電プラントのみならず脱硫装置にも自動化システムが積極的に導入される様になって来ている。特に日本国内における湿式石灰石石膏法による排煙脱硫装置の制御レベルは世界の最高水準にあり、高度の運用性、信頼性を実現している。

従ってメルニーク発電所用排煙脱硫装置においても、現在日本国内で採用されている最新のデジタル制御装置による制御方式と同レベルの制御システムを適用する。すなわち、制御室からの遠隔運転操作・監視、起動・停止及び通常運転の完全自動化、CRT (Cathode-Ray Tube) によるオペレーション等を採用し、合理的な運転を可能とすると共に、信頼性のあるシステムとする。

(1) 自動化の基本方針

排煙脱硫装置の自動化は、メルニーク発電所用500MWクラス1基、110MWクラス4基の湿式石灰石石膏法脱硫装置が容易にかつ安全に運転出来ると共に、以下の目的にて計画する。

- ① 運転員の人数を低減すること
- ② 運転・監視及び制御を集中化し、容易にする。
- ③ 運転信頼性を向上すること

また、上記の目的を達成するため、以下の基本方針にて自動化の計画を行う。

- ① 通常運転は自動モードにて行う。
- ② 起動・停止は基本的に自動的に行われ、いくつかのブレイクポイント毎に運転員が進行指令を出すことによりシーケンシャルに行う。
- ③ また以下の項目については基本的に自動化する。
 - a) 緊急操作の必要なもの
 - b) 誤操作の恐れのあるもの
 - c) 運転パターンの決まっているもの
 - d) 負荷変化に応じて起動停止あるいは状態を変化させる必要のある補機の運転

さらに自動化システムを構成するに当たり以下の運用性を基本方針とする。

- ① 起動停止及び通常運転操作は、基本的に全て制御室内のオペレーションデスクからCRT (Cathode-Ray Tube) にて行えること。
- ② プラント全体の運転状態の監視及び情報処理等は、同様にCRTにて行うことが出来るものとする。

(2) 制御システム構成

制御システムのハードウェアは、主に制御室内に設置されるオペレーションデスクと周辺機器、リレー室内に設置されるコントローラ・リレー盤及び現場のローカル制御機器から構成される。システム構成の概要を Fig. 6.5-12 に示す。また各装置の機能を以下に述べる。

① オペレーションデスク

排煙脱硫装置の運転・監視は、基本的に全てこのオペレーションデスクより行う。また、オペレーションデスクは各脱硫装置用各々5つに独立して設置し、共通設備については Part III 脱硫装置用に組み込む。各オペレーションデスクには1台のCRTを設置し、装置全体及び各補機の起動停止、状態監視、系統図表示、警報表示等の機能を持たせる。また、各CRTは個々にCPU (Central Processing Unit) を内蔵したものとする。また、相互に機能を切替られるものとする。

さらにオペレーションデスクには非常時にマニュアル操作出来る様に、プラント非常停止ボタン及びバイパスダンパ開ボタンを設置する。また必要な表示灯、記録計等の計器類を備え付ける。

② プリンター

排煙脱硫装置の運用管理に必要なデータを打ち出すデータロガー用タイプライター、装置の状態変化(補機の起動停止、警報など)を記録するイベントタイプライター及びCRT画面をコピーするハードコピー等より構成する。

③ 電気盤

排煙脱硫装置用電源システムの運転・監視の為に制御室内に設置される。この電気盤より遠隔にて電源システムの受電、停止、母線連絡等の操作が可能とする。また監

視に必要な電圧計、電流計、電力計、警報装置、保護リレー等も備え付ける。

④ コントローラー盤

排煙脱硫装置の起動・停止及び各プロセスの制御を行う主要部分であり、入出力処理、調整制御、シーケンス制御、警報等の機能を持つ。コントローラはシステム毎、あるいは機能毎に分散化する。また演算装置、電源装置、データ伝送装置及び重要な制御対象となるアナログ入力カード等の重要部位のハードウェアは2重化する。

⑤ エンジニアリングコンソール

コントローラーの調整等を行う為のツールで、CRT、CPU（演算装置）及び記憶装置（磁気ディスク）より構成される。

⑥ リレー盤類

排煙脱硫装置の保護、及び各補機の保護インターロック回路を構成する。

回路は電磁リレーによるハードワイヤードロジックにて構成する。

⑦ ローカル制御機器

現場に設置される補機の制御盤、コントロールバルブ、ダンパーコントロールドライブ、トランスミッター、および感知器、検出器等の現場計測器等より構成される。

⑧ 制御電源盤

制御装置の電源には、高い信頼性が要求される。すなわち、電圧及び周波数変動が少なく、無停電の電源システムが要求される。従って制御用電源はCVCF（Constant Voltage Constant Frequency）装置から供給し、さらに停電時を考慮してバッテリーによりバックアップ可能なシステムとする。

(3) プロセス制御の概要

排煙脱硫装置の各システムにおける主なプロセス制御の項目及び概要は以下の通りである。

システム	プロセス制御項目	制 御 概 要
通風システム	ドラフト制御	BUF入口ガス流量に対応し、BUF出口ダンパ開度を調整し脱硫バイパスダンパ差圧が一定となる様に制御する。
吸収剤供給システム	吸収剤スラリー濃度	吸収剤の溶媒（回収水）の量と石灰石の量とを一定の比率で混合することにより、一定濃度のスラリーとなる様制御する。
吸収酸化システム	吸収塔循環スラリーのpH	吸収剤供給システムにて作られた一定濃度の吸収剤スラリーの供給量を調節することにより制御する。
	吸収塔循環スラリーの濃度	吸収塔内のスラリーのブリード量により制御する。
	吸収塔のレベル制御	補給水量及び吸収塔スラリーブリード量により制御する。
副産品回収システム	副産品の付着水	副産品（石膏）の付着水が一定値以下となるよう脱水時間を調整する。

(4) 保護インターロック

既設発電プラント及び排煙脱硫装置の保護の為に、以下の基本方針により保護インターロックを構成する。

- ① 排煙脱硫装置トリップ時は、バイパスダンパを開き、既設発電プラント側の運転を継続させる。また、必要に応じ負荷抑制する。
- ② 排煙脱硫装置入口煙道ドラフトが異常高低となった場合にはバイパスダンパを開ける。更にドラフト異常が継続する場合は、脱硫通風系統をトリップさせる。
- ③ 排煙脱硫装置に接続する全IDFが停止又はトリップした場合は、排煙脱硫装置も停止（トリップ）させる。

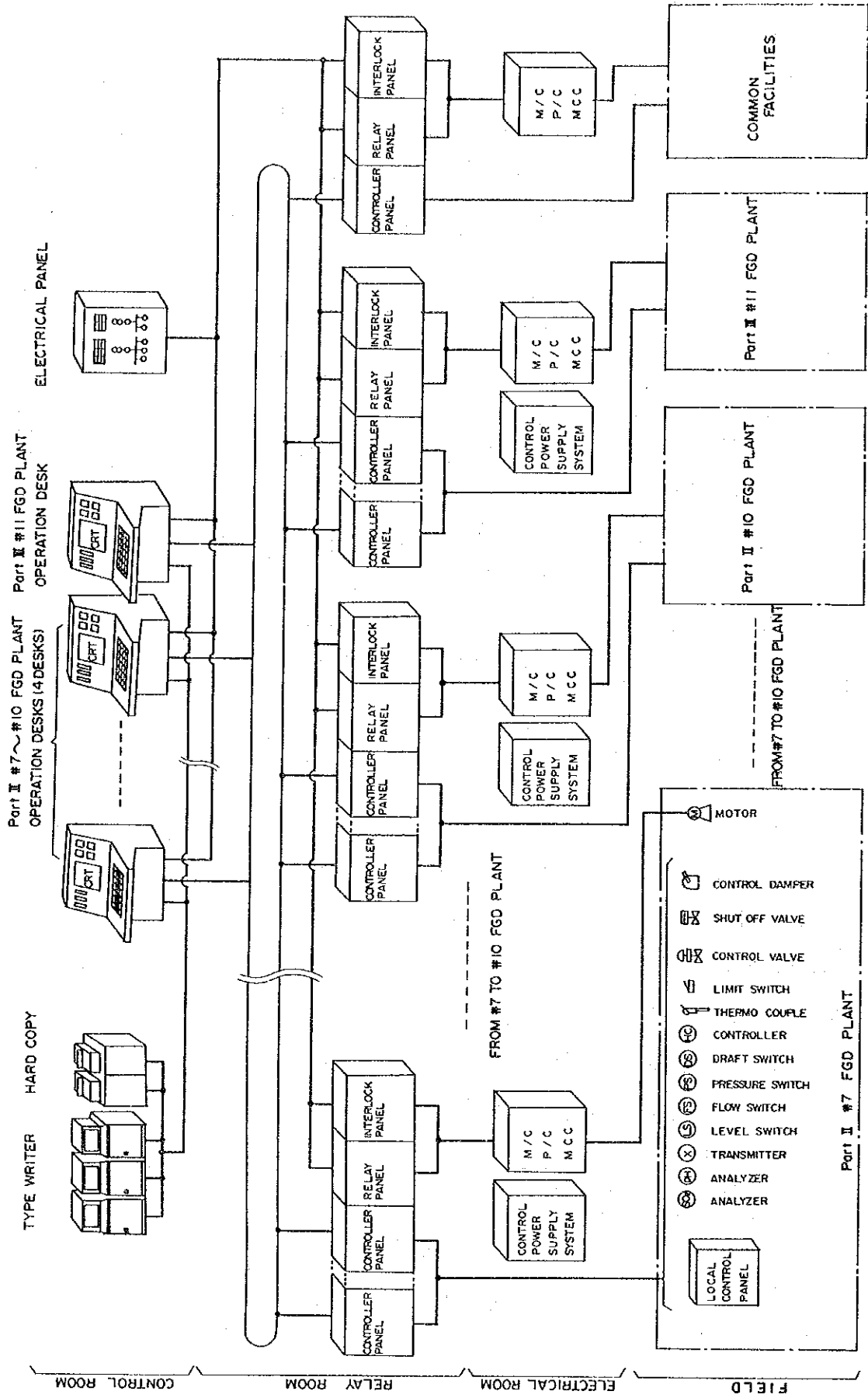


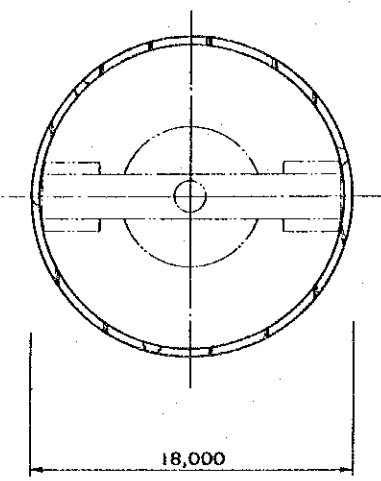
Fig.6.5 - 12 CONFIGURATION OF FGD CONTROL SYSTEM

6.5.11 関連建物

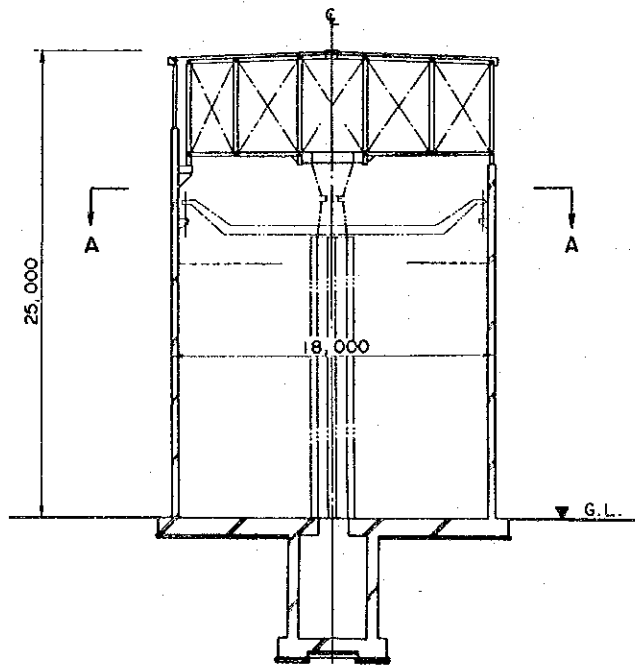
関連建物は石膏サイロ2基、石膏脱水装置建屋、付属機械室、制御・電気室、石灰石ミル建屋および循環ポンプ室（PartⅡ用4棟とPartⅢ用2棟）がある。

各建物の位置を Fig. 6.2-1 “一般レイアウト図” に、平面及び断面を Fig. 6.5-13 及び14 “関連建物図” に示す。

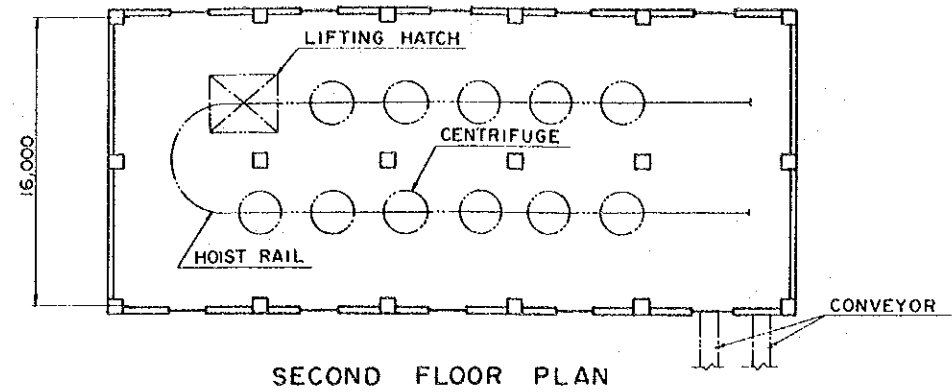
- ・石膏サイロ : PartⅢの脱硫装置エリア内の鉄道線路に近い側に、石膏サイロを2基配置する。有効貯蔵量を3,000トン/基とし、その筒体構造は鉄筋コンクリート造とする。
- ・石膏脱水装置建屋 : 石膏脱水装置11基を3階に配置し、2階に脱水後の石膏を石膏サイロに搬送するため、コンベアーを配置する。1階にはPartⅢ用の空気ブローワー及び圧縮機を配置する。石膏の払出しコンベアーの距離を短くするため、石膏サイロに隣接して本建屋を配置する。
- ・付属機械室 : PartⅡの脱硫装置エリア内に、PartⅡ用の空気ブローワー及び圧縮機を収納する本建屋を配置する。
- ・制御・電気室 : PartⅡとPartⅢの制御盤及び電気盤を収納する本建屋を、PartⅡの脱硫装置エリア内で最もPartⅢエリアに近い側に配置する。
- ・石灰石ミル建屋 : PartⅢの脱硫装置エリア内に、石灰石ミル3台とスラリータンク2基を収納する本建屋を配置する。
- ・循環ポンプ室 : PartⅡとPartⅢの各脱硫吸収塔に隣接して、循環ポンプを収納する6棟の建屋を配置する。



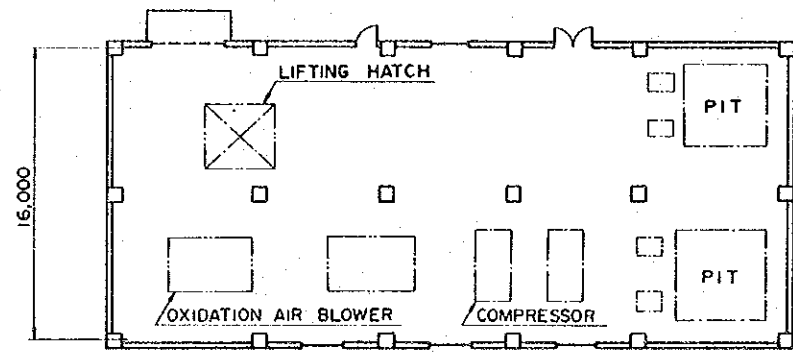
SECTION A-A



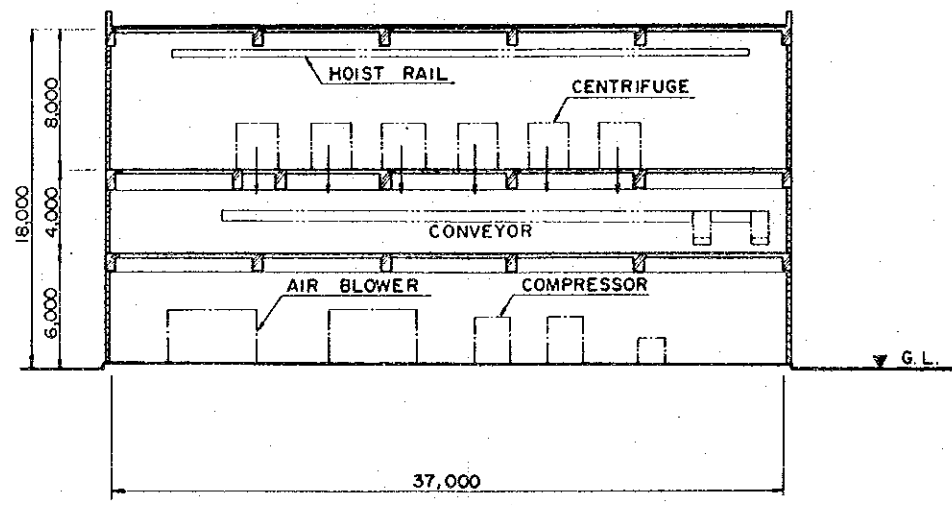
GYPSUM SILO
SCALE 1:200



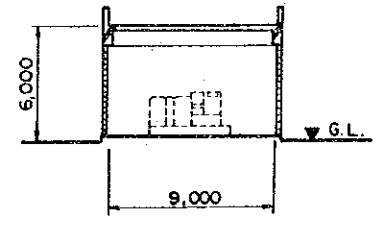
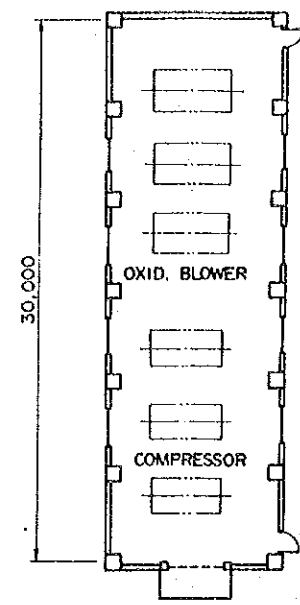
SECOND FLOOR PLAN



GROUND FLOOR PLAN



GYPSUM DEWATERING BUILDING
SCALE 1:200



AUXILIARY MACHINE ROOM
SCALE 1:200

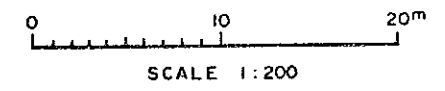
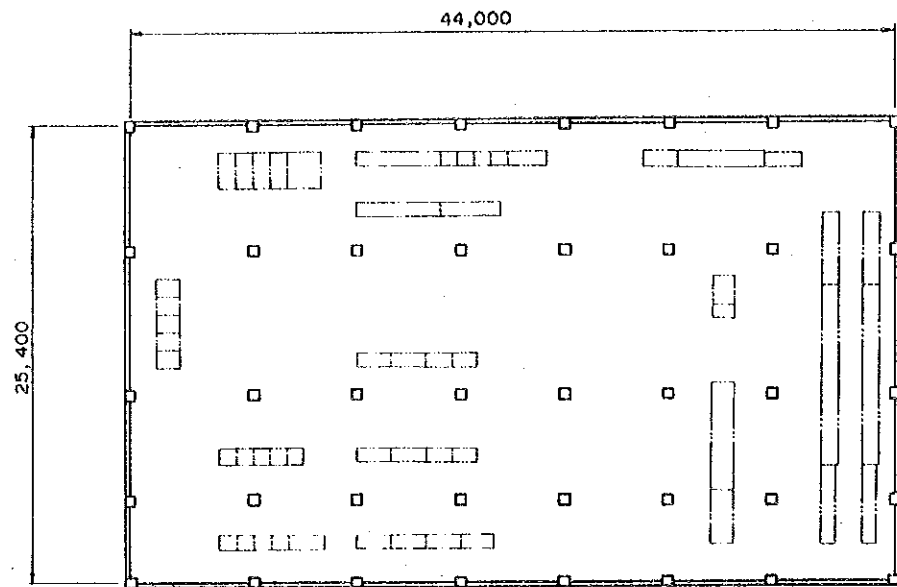
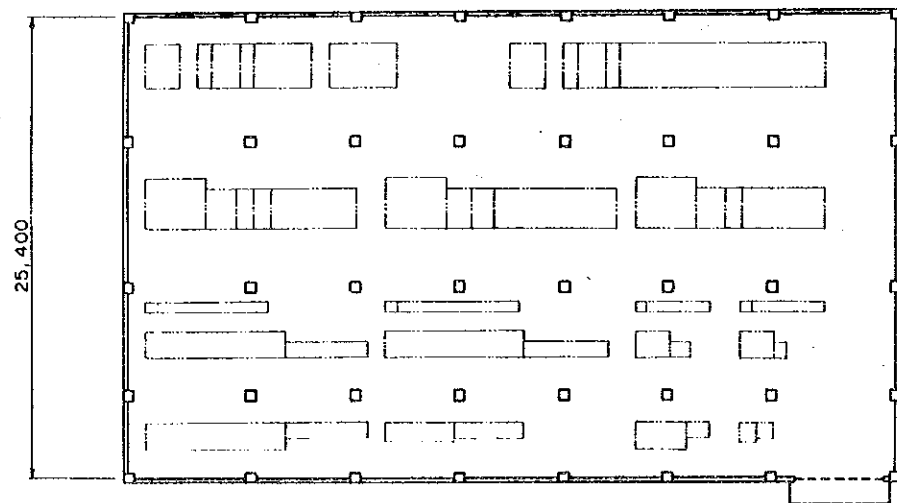


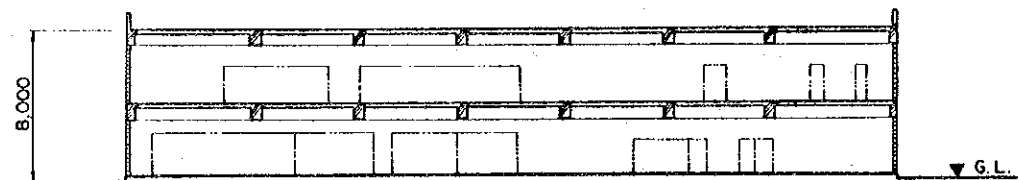
Fig.6.5-13
RELATED BUILDINGS (1/2)



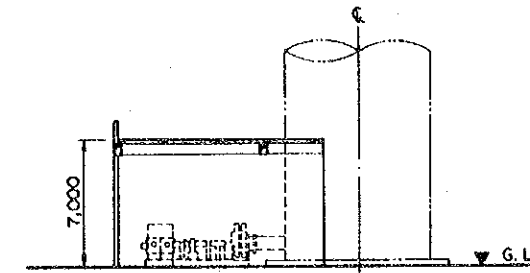
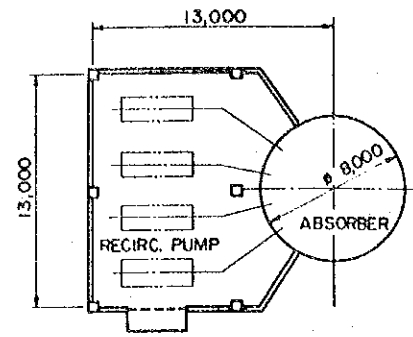
FIRST FLOOR PLAN



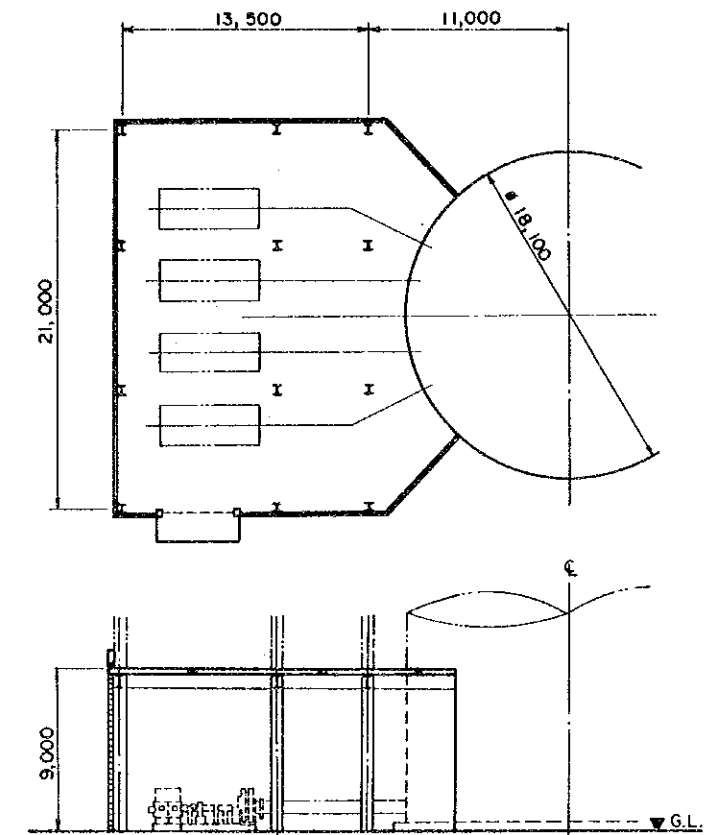
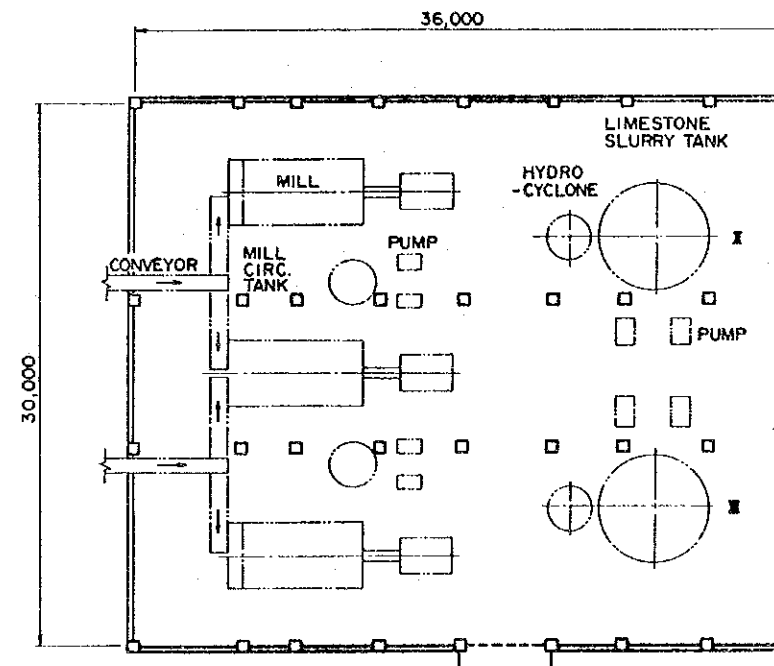
GROUND FLOOR PLAN



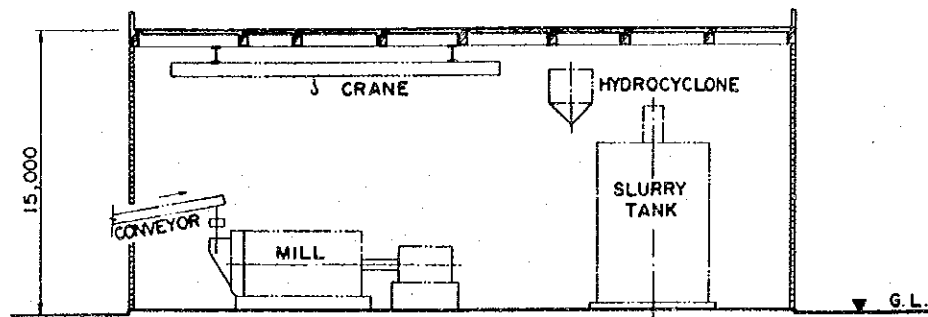
CONTROL & ELECTRICAL EQUIPMENT ROOM
SCALE 1:200



ABSORBER RECIR. PUMP ROOM (Part I)
SCALE 1:200



ABSORBER RECIR. PUMP ROOM (Part II)
SCALE 1:200



LIMESTONE MILLING BUILDING
SCALE 1:200

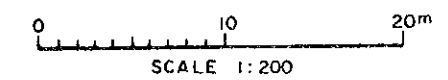


Fig.6.5-14
RELATED BUILDINGS (2/2)

6.5.12 基礎（含ローディングデータ）

基礎としては、以下の主要機器基礎及びピットの他、ダクト支持架構基礎、副生品輸送コンベアー基礎及びケーブルトレンチが必要である。

主要機器及びピットのローディングは次の通りである。

[Part II]

・ ABSORBER	1,000 ton × 4 基
・ G. G. H.	400 ton × 4 基
・ B. U. F.	120 ton × 4 基
・ SLURRY HOLDING TANK	2,200 ton × 1 基
・ ABSORBER DRAIN PIT	45 ton × 2 基

[Part III]

・ ABSORBER	3,500 ton × 1 基
・ G. G. H.	600 ton × 2 基
・ B. U. F.	200 ton × 2 基
・ SLURRY HOLDING TANK	2,900 ton × 1 基
・ ABSORBER DRAIN PIT	50 ton × 1 基

[共 通]

・ LIMESTONE SILO	700 ton × 1 基
・ CRUSHED LIMESTONE SILO (II)	280 ton × 1 基
・ CRUSHED LIMESTONE SILO (III)	350 ton × 1 基
・ DUMP PIT	150 ton × 1 基
・ TRANSFORMER	70 ton × 2 基

メルニーク発電所の地質は、3章にあるように比較的良好な砂層が表層近くまであり、上記機器荷重は、この砂層を支持層とする直接基礎にて伝達できる事とした。

但し実施設計段階では、Part II と Part III の排煙脱硫装置地点でボーリング調査等を行い、地質を確認する必要がある。

6.6 既設設備改造

排煙脱硫装置を設置するには、既設設備との取合、及びそれに伴う改造、また設置スペースにある機器類等の撤去、移設が必要となる。

以下にその基本計画を示す。

6.6.1 改造

(1) ダクト

排煙脱硫装置を既設設備と接続するために、既設集合ダクトの改造が必要である。

メルニーク発電所では Part II の場合、煙突及び煙突入口ダクトが共通集合方式であり、脱硫装置設置施工時に発電ユニットの停止期間を極力短くするためにも、しめ切りダンパを含む共通集合ダクトの改造を行う計画とする。

Fig. 6.6-1 及び Fig. 6.6-2 に新設の共通ダクトおよび排煙脱硫装置のダクトワークを示す。

ダクトの系統構成は排煙脱硫装置のメンテナンス及び計画停止時等に、排ガス系統より排煙脱硫装置がフレキシブルに切離し、接続できるよう Part II、Part III 共に、各排煙脱硫装置の出入口にダンパを設ける。また、排煙脱硫装置がトリップした場合、ボイラーへ影響を与えないように、集合ダクトをバイパスダクトとして運用する計画とする。また、バイパスダクトには、排ガスの再循環を防止し経済的な運転を行うために、バイパスダンパを設置する。

このバイパスダンパは、排煙脱硫装置がトリップした場合等自動で瞬時に全開となり、排ガスをバイパスダクトを通して直接煙突へ導き、排ガス系統の圧力変動を極力抑さえボイラーへの影響を防止する。

(2) 煙突ライニング

Part II 及び Part III の煙突入口での現在の排ガス温度は約180°Cであり、排煙脱硫装置設置後の排ガス温度は約100°Cとなる。この温度低下により煙突内面の腐食条件は現在よりさらに厳しいものとなるため、耐酸ライニングの施工を計画する。

煙突の内面は高さ方向に11ヶ所（Part II 煙突）及び13ヶ所（Part III 煙突）でサポートされたリング状のレンガで構成されており、耐酸ライニングの施工に当たっては次の考慮が必要である。

- ① ライニング材の既設れんがへの付着性及び施工方法
- ② 追加荷重に対する構造計算レビュー
- ③ 工程の短縮化（ライニング施工期間中、発電プラントの停止が必要）

(3) 電気設備

既設の所内電源系統より排煙脱硫装置用電源を取り出す。

- ・ 取合箇所 Part II 既設主変圧器 2 次側110kV母線
- ・ 取合方法 母線に遮断器により接続
- ・ 必要電源容量 35MVA容量

尚、35MVA容量の脱硫装置用変圧器を 2 台設置することで、相互の変圧器のバックアップを行うため、既設のM/C母線との連絡によるバックアップは必要ない。

(4) 計装設備

既設発電プラントと排煙脱硫システム間相互に、以下の信号の取合い改造が必要である。

① 既設発電プラントから排煙脱硫装置側への信号

- a) 発電機出力
- b) IDF 出口空気量
- c) IDF 制御ダンパー開度
- d) MFT 信号
- e) FDF シャ断器開閉信号（開閉両方）
- f) IDF シャ断器開閉信号（開閉両方）

② 排煙脱硫装置から既設発電プラントへの信号

- a) BUF シャ断器開閉信号（開閉両方）
- b) FGD バイパスダンパ開閉信号（開閉両方）
- c) FGD 入口ガスSO₂ 濃度

d) FGD出口ガスSO₂ 濃度

e) 煙突出口でのSO₂ 濃度

6.6.2 その他の取合

(1) 蒸気配管

再加熱装置用スートブロワ及び凍結防止、機器暖房用蒸気が必要である。

- ・取合箇所 共通補助蒸気ヘッターより
- ・蒸気圧力 15kg/cm²
- ・蒸気量 平均4.5 t/h 最大28 t/h

6.6.3 移設

(1) 資材倉庫、石炭列車解凍トンネル

Part IIへの脱硫設置スペースにある資材倉庫および石炭列車の解凍トンネルを移設する。石炭列車解凍トンネルの移設に当たっては、解凍のために必要なボイラからの排ガスを供給する排ガスダクトの付け替えについても十分に考慮する。

(2) 灰流し管、熱水供給パイプ

設置スペース上に設置されている Part IIIの灰流し管および Part Iのメルニーク市向け熱水供給管共用ラック（全長約470 m）を移設する。移設後のルートは脱硫装置設置スペースの外側を取り巻く形態で、最短ルートを取るものとする。

(3) その他埋設・架空配管・電線等

その他脱硫設置スペースには、発電所本館、貯炭設備、運炭設備、資材倉庫への配管、ケーブル等が布設されているので、排煙脱硫設備の設置位置、移設する物の用途など充分考慮の上移設する必要がある。

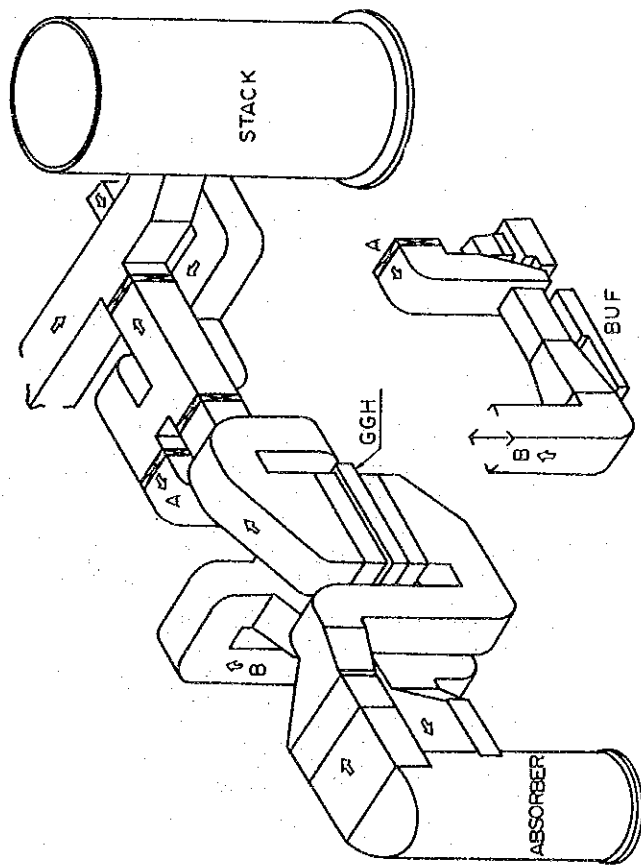
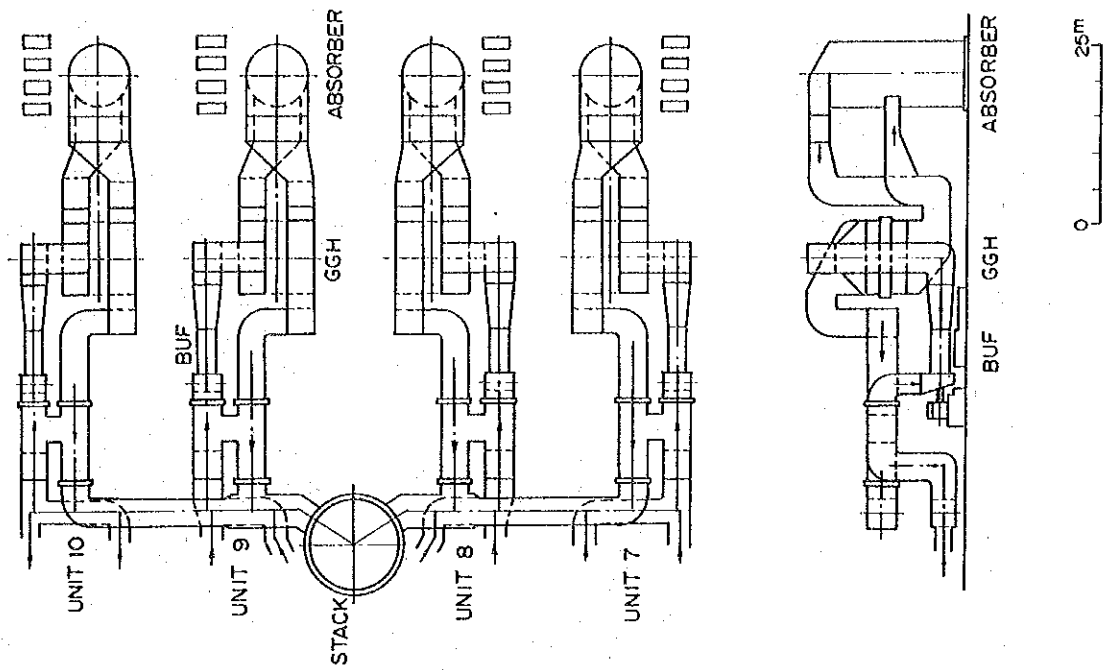


Fig. 6.6-1 PART I DUCT WORK ARRANGEMENT

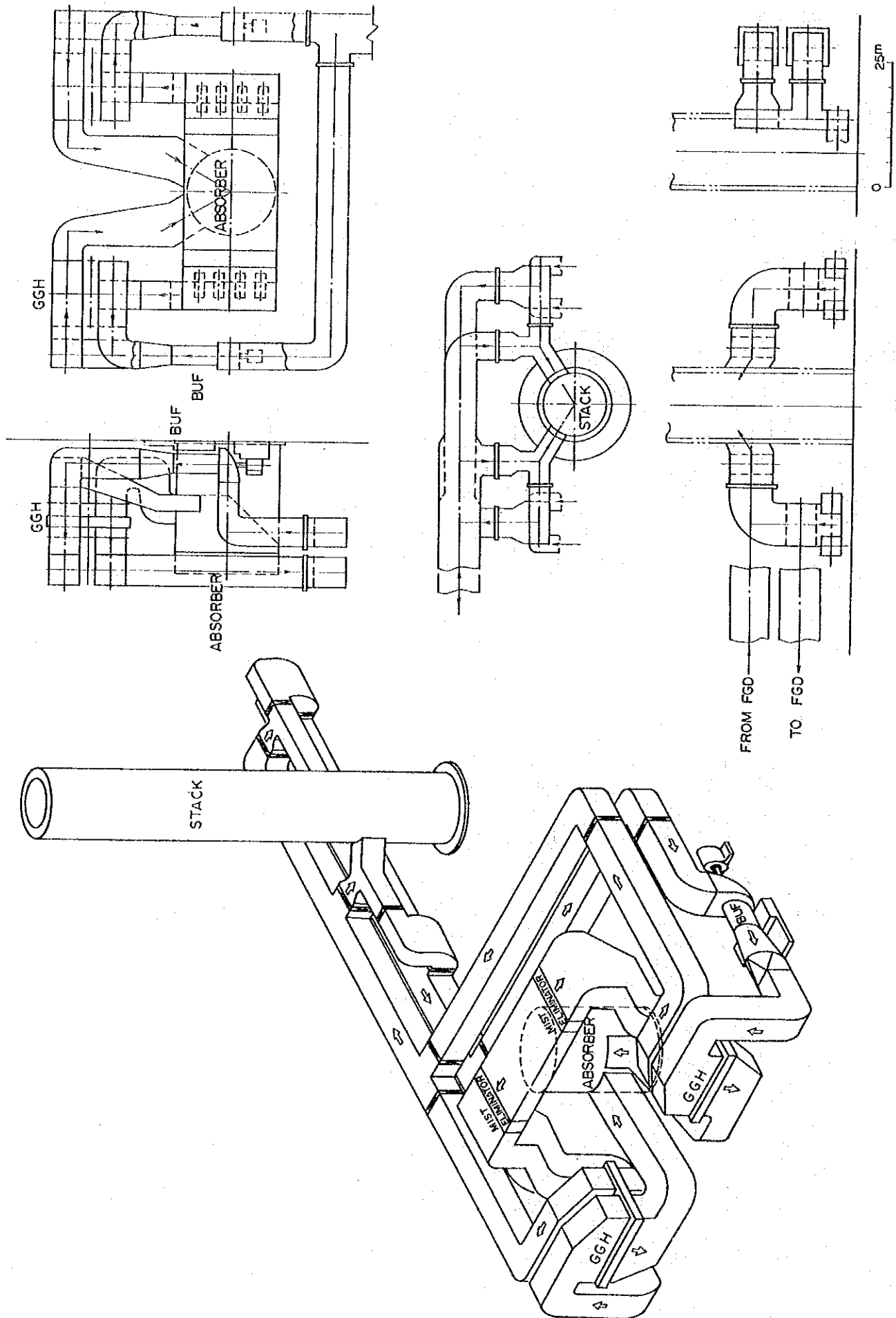


Fig. 6.6-2 PART II DUCT WORK ARRANGEMENT

第 7 章 排煙脫硫裝置施工計畫

第7章 排煙脫硫裝置施行計畫

	頁
7.1 工事施行計畫	7-1
7.2 建設工程	7-1

List of Tables

Table	Description	Page
Table 7.1-1	Schedule of Project Implementation for DeSOx Installation ... of Melnik P. S.	7 - 3
Table 7.2-1	(1) Unit No.11 FGD Plant and Common Facility Construction Schedule	7 - 4
	(2) Units Nos. 7, 8 and Units Nos. 9, 10 Construction Schedule ...	7 - 5

第 7 章 排煙脱硫装置施行計画

7.1 工事施行計画

Table 7.1-1 に排煙脱硫装置設置工事施行計画を示す。

1996年10月1日に Part III および Part II の9, 10 号機の排煙脱硫装置の運転を開始するには、排煙脱硫装置のための土木工事を1994年9月始、機器の現地据付工事を1995年5月始に開始する必要がある。

なお、Part II の7, 8号機については熱併給発電所への改造工事のため、1998年10月まで停止することから、運開時期を遅らせることで対応する計画とした。

この他、入札仕様書作成、入札評価、発注等の業務があり、下記に示す様な工程で施行計画を進める必要がある。

	(Part III、 Part II の9, 10 号機)	(Part II の7, 8号機)
(1) フィージビリティスタディ終了	1992年12月末	同 左
(2) 予算措置終了	1993年1月末	同 左
(3) コンサルタントの選定終了	1993年3月末	同 左
(4) 詳細設計及び入札仕様書作成終了	1993年11月末	同 左
(5) 入札評価終了	1994年4月末	同 左
(6) 発注	1994年4月末	同 左
(7) 土木工事開始	1994年9月始	1996年9月始
(8) 据付開始	1995年5月始	1997年5月始
(9) 試運転開始	1996年8月始	1998年8月始
(10) 試運転終了、引渡し	1996年9月末	1998年9月末
(11) 営業運転開始	1996年10月1日	1998年10月1日

7.2 建設工程

Table 7.2-1 (1)にメルニーク発電所 Part III および Part II の9, 10号機の、Table 7.2-1 (2)に Part II の7, 8号機の排煙脱硫装置建設工程(案)を示す。建設工程を検討するにあたり下記項目を考慮した。

- (1) 1996年10月1日から Part IIIおよび Part IIの9,10号機の排煙脱硫装置の営業運転開始ができること。
- (2) Part IIの7,8号機の脱硫装置運転開始時期は丁度2年遅れとなるため、Part II全体の共通機器以外の7,8号機の機器購入は出来るかぎり後ろ倒しとして全体の経済性の向上を計るとともに、建設工事のピークをできるだけ低く抑えることとする。
- (3) Part IIIの既設煙道の継ぎ込みのための改造工事は、1995年の発電プラント定検時期に行い、煙道継ぎ込み工事による発電プラントの停止期間をできるだけ短くする。尚、Part IIIの脱硫装置の継ぎ込みのための既設煙道改造工事には、約1.5ヶ月の発電プラント停止期間が必要である。
また、Part IIについては、脱硫装置設置工事期間と熱併給発電設備への改造工事のための発電プラント停止期間が一致していることから、継ぎ込みのための既設煙道改造工事が発電所運用に及ぼす影響はない。
- (4) 冬期間も夏期間と同じように掘付工事が可能である。
厳寒期に作業能率の低下があれば考慮する必要がある。
- (5) 煙突の耐酸ライニング工事は、電力需要の下がる夏期に脱硫装置と既設煙道との継ぎ込み工事に合わせ行うよう考慮する。
Part IIIの場合は1995年の発電プラント定検時に合せて実施する計画とする。
尚、煙突のライニング工事には約3ヶ月の停止期間が必要である。

